

LAMPIRAN F

**PERANCANGAN REAKTOR 210(R-210)
(TUGAS KHUSUS)**

LAMPIRAN F
TUGAS KHUSUS REAKTOR-210 (R-210)

REAKTOR (R-210)

Tugas : Mereaksikan kalsium oksida (CaO) dengan H₂O menghasilkan kalsium hidroksida / Ca(OH)₂.

Tipe Reaktor : Reaktor alir tangki berpengaduk atau RATB (*Continuous Stirred Tank Reactor*)

Kondisi operasi :

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 70°C
- Konversi : 72,856 %

(US Patent no 4588559)

Tipe perancangan : Silinder tegak dengan *flange and dish head* (*torispherical*) sebagai tutup atas dan bawah.

a. Dasar pemilihan jenis reaktor dan perancangannya yaitu :

1. Fase Reaksi padat-cair dan prosesnya kontinyu
2. Pada Reaktor Alir Tangki Berpengaduk suhu dan komposisi campuran dalam reaktor selalu seragam. Hal ini memungkinkan melakukan suatu proses isothermal dalam reaktor CSTR.
3. Pada Reaktor Alir Tangki Berpengaduk karena volume reaktor relatif besar dibandingkan dengan Reaktor Alir Pipa, maka waktu tinggal juga besar, berarti zat pereaksi dapat lebih lama bereaksi di dalam reaktor.

4. Dipilihnya untuk perancangan berupa silinder tegak dengan *flange and dish Head (torispherical)* sebagai tutup atas dan bawah, karena tangki proses ini dapat dioperasikan pada kisaran tekanan 15 – 200 psig, dan juga akan di tempatkan pengaduk pada bagian atas.

b. Dasar pemilihan koil yaitu :

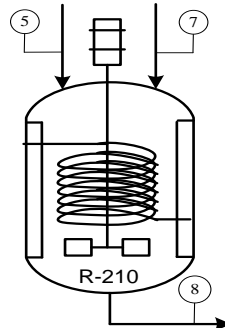
- 1) Hasil perhitungan menunjukkan jaket tidak dapat digunakan sebagai sistem pendingin karena luas area transfer panas reaktor lebih kecil dibandingkan luas area transfer panas dari jaket ke reaktor.
- 2) Jaket biasanya digunakan untuk vessel yang membutuhkan pembersihan rutin dan vessel glass-lined yang sulit dipasang koil internal.
(Perry,p 11-22,1999)
- 3) Koil bisa langsung bersinggungan dengan fluida, sehingga transfer panas bisa efektif
- 4) Paling murah (Kern, pp. 720)

c. Dasar pemilihan pengaduk (Fig. 10.57 Coulson, 1983) yaitu :

Dipilih pengaduk tipe *Turbin with 6 flat blade*

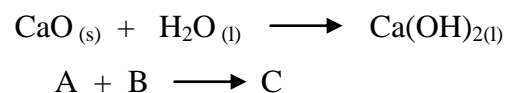
1. Cocok untuk mempercepat terjadinya perpindahan massa dan panas dalam bentuk larutan pada sistem yang saling larut, karena pola aliran yang dihasilkan adalah radial
2. Cocok untuk viskositas campuran sampai dengan 5×10^4 cP.
3. Cocok untuk volume *fluida* sampai dengan 20.000 galon (2.673ft^3)

1. Neraca Massa di Sekitar Reaktor 201 (RE-201)



Gambar F.1 Aliran Massa di Sekitar Reaktor (R-210)

Reaksi di Reaktor:



Perhitungan Aliran Masuk Reaktor

- **Aliran 5**

Aliran ini merupakan keluaran dari Rotary Cooler berupa CaO dan impurities MgO, Fe₂O₃, Al₂O₃, SiO₂ dan CaCO₃. Dari neraca massa Rotary Cooler diperoleh.

$$\text{CaO} = 3759,3985 \text{ kg/jam} = 67,1321 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{CaCO}_3 = 353,3262 \text{ kg/jam}$$

$$\text{MgO} = 186,9451 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 = 51,0360 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Al}_2\text{O}_3 = 125,6271 \text{ kg/jam}$$

$$\text{SiO}_2 = 175,0928 \text{ kg/jam}$$

- **Aliran 7**

Aliran ini merupakan aliran bahan baku air yang besarnya 4,2 kali dari CaO masuk. CaO masuk sebanyak 3759,3985 kg/jam sehingga air yang diperlukan :

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= 4,2 \times 3759,3985 \text{ kg/jam} \\ &= 15789,4737 \text{ kg/jam} \\ &= 877,1930 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan Aliran Keluar Reaktor

Aliran 8

a. CaO

Keluar = Masuk – Konsumsi

$$F_{A1} = F_{A0} - F_{A0}X_{A1}$$

CaO keluar reaktor 1 = CaO masuk reaktor 1 – CaO yang bereaksi

$$\begin{aligned} \text{CaO keluar reaktor 1} &= 67,1321 - (67,1321 \times 0,72865) \text{ kmol/jam} \\ &= 18,2223 \text{ kmol/jam} \times 56 \text{ kg/kmol} \\ &= 1020,4509 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. H₂O

Keluar = Masuk – Konsumsi

$$F_{B1} = F_{B0} - F_{A0}X_{A1}$$

H₂O keluar reaktor 1 = H₂O masuk reaktor1– H₂O yang bereaksi

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O keluar reaktor 1} &= (877,1930 - (67,1321 \times 0,72865)) \text{ kmol/jam} \\ &= 828,2772 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 14909,0977 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c. Ca(OH)₂

Keluar = Masuk + Generasi

$$F_{C1} = F_{C0} + F_{A0}X_{A1}$$

Ca(OH)₂ keluar reaktor 1 = 0 + Ca(OH)₂ yang terbentuk

$$= 0 + (67,1321 \times 0,72865) \text{ kmol/jam}$$

$$= 48,9098 \text{ kmol/jam} \times 74 \text{ kg/kmol}$$

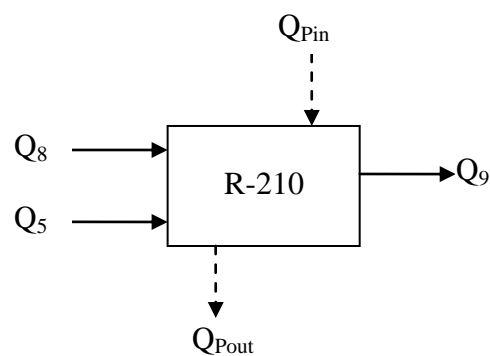
$$= 3619,3233 \text{ kg/jam}$$

Ringkasan dari laju alir massa masuk dan keluar dari reaktor 1 (RE-201) ditunjukkan pada Tabel F.1

Tabel F.1. Neraca Massa di sekitar Reaktor 210 (R-210)

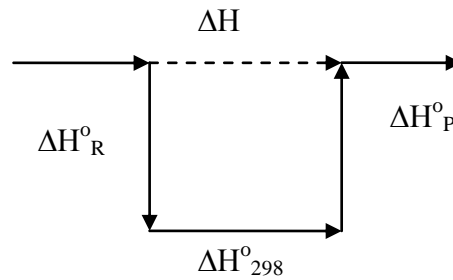
Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Aliran 5	Aliran 7	Aliran 8
CaO	3759,3985		1020,4511
H ₂ O		15789,4737	14909,0977
Ca(OH) ₂			3619,3233
MgO	186,9451		186,9451
Fe ₂ O ₃	51,0360		51,0360
Al ₂ O ₃	125,6271		125,6271
SiO ₂	175,0928		175,0928
CaCO ₃	353,3262		353,3262
Total	4651,4257	15789,4737	20440,8994
		20440,8994	20440,8994

II. Neraca energi R-210 :



Gambar F.2. Blok Diagram Aliran Panas di Reaktor 210 (R-210)

Profil neraca panas reaktor:



a. Panas Masuk

- Aliran 5 (Q_5)

Q_5 merupakan panas yang dibawa padatan keluar Cooler (E-210)

$$Q_5 = 38158,1387 \text{ kkal}$$

- Aliran (Q_8) pada $T = 70^\circ\text{C}$ (343 K)

$$Q_8 = 710131,5789 \text{ kkal}$$

$$\text{Panas reaktan total} = Q_5 + Q_8$$

$$= 38158,1387 + 710131,5789$$

$$= 748289,7176 \text{ kkal}$$

b. Panas Keluar

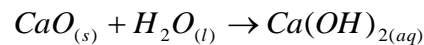
Aliran 9 pada $T = 70^\circ\text{C}$ (343 K)

Komponen	n (kmol)	$C_p \Delta T$ (kkal/kmol)	Q_9 (kkal)
CaO	18,2223	451,8000	8232,8539
H ₂ O	828,2832	809,5500	670536,6711
Ca(OH) ₂	48,9098	940,5000	45999,6429
MgO	4,6736	399,6000	1867,5814
Fe ₂ O ₃	0,3190	1116,0000	355,9762
Al ₂ O ₃	1,2316	850,0500	1046,9541
SiO ₂	2,9182	477,4500	1393,3007
CaCO ₃	3,5333	895,5000	3164,0363
Total	908,0910		732597,0165

c. Panas Reaksi

- o Panas Reaksi pada Temperatur Reaksi, $\Delta H_{Rx}(343)$

Reaksi:



$$\Delta H_{Rx}(T) = \Delta H^{\circ}_{Rx}(T_R) + \Delta C_P (T - T_R) \quad (\text{Fogler ed.3, 1999, pers. 8-27})$$

Dari table 2-220 Perry's diketahui panas pembentukan standar:

$$\Delta H_f CaO_{(s)} = -151,7 \text{ kkal/mol} = -151700 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f H_2O_{(l)} = -68,3174 \text{ kkal/mol} = -68317,4 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f Ca(OH)_{2(aq)} = -239,2 \text{ kkal/mol} = -239200 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H^{\circ}_{Rx}(T_R) = \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ}_{Rx}(298) &= (-239200) - \{(-151700) + (-68317,4)\} \\ &= -19182,6 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta C_P &= C_{P Ca(OH)_2} - C_{P CaO} - C_{P H_2O} \\ &= 20,9 - 10,04 - 17,99 \\ &= -7,13 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{Rx}(T) &= \Delta H^{\circ}_{Rx}(T_R) + \Delta C_P (T - T_R) \\ &= -19182,6 + (-7,13) (343 - 298) \\ &= -19503,4500 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

- o Panas Reaksi Total, Q_{Rx}

$$\begin{aligned} Q_{Rx} &= F_{A0 \cdot X} [\Delta H^{\circ}_{Rx}(T_R) + \Delta C_P (T - T_R)] \\ &= (67,1321 \times 0,7286) [-19182,6 + (-320,85)] \\ &= -953909,3402 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Reaksi bersifat eksotermis, sehingga diperlukan pendinginan untuk menjaga agar reaksi tetap isotermis pada 70 °C.

- o Jumlah Pendingin yang Dibutuhkan

$$\begin{aligned} Q - Q_{\text{umpan}} - Q_{\text{produk}} - F_{A0 \cdot X} [\Delta H^{\circ}_{Rx}(T_R) + \Delta C_P (T - T_R)] &= 0 \\ Q &= -748289,7176 + 732597,0165 + (67,1321 \times 0,7286) [-19182,6 + \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & (-320,85)] \\ & = -969602,0414 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Sehingga beban pendingin, $Q_c = 969602,0414$ kkal

Media pendingin yang digunakan adalah *cooling water* (air pendingin) dengan kondisi:

$$T_{in} = 30 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (303 K)}$$

$$T_{out} = 50 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (323 K)}$$

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

$$C_{p_{air}} = 1,0013 \text{ kkal/kg }^\circ\text{C}$$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q_c}{C_p (T_{out} - T_{in})} \\ &= \frac{969602,0414}{1,0013 (50 - 30)} \\ &= 48417,1598 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{pendingin \text{ in}} &= m C_p (T - T_{ref}) \\ &= 48417,1598 \times 1,0013 (30 - 25) \\ &= 242400,5103 \text{ kkal} \end{aligned}$$

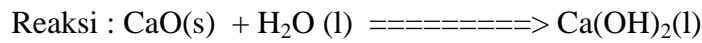
$$\begin{aligned} Q_{pendingin \text{ out}} &= m C_p (T - T_{ref}) \\ &= 48417,1598 \times 1,0013 (50 - 25) \\ &= 1212002,5517 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Tabel F.2. Neraca Energi di sekitar Reaktor 210 (R-210)

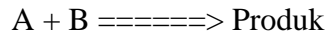
Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	kkal	Keterangan	Kkal
Q_5	38.158.1387	Q_9	732.597,0165
Q_8	710.131.5789	$Q_{pendingin \text{ out}}$	1.212.002,5517
$Q_{pendingin \text{ in}}$	242.400,5103		
Q_{reaksi}	953.909,3402		
TOTAL	1.944.599,5682	TOTAL	1.944.599,5682

III. Volume Reaktor

1. Menentukan persamaan laju reaksi:



atau bisa disederhanakan menjadi :



Persamaan laju reaksi antara CaO dengan H₂O dapat ditentukan dengan beberapa metode. Dengan data dibawah ini dari Canadian Journal Of Chemical Engineering volume 20, Oktober 2002 dipilih metode integral untuk menebak persamaan laju reaksinya.

Tabel F.3. Data Kinetika Reaksi Slaking

t (menit)	% tingkat hidrasi/konversi (X)
0,1	0,2
10	0,74
20	0,89
30	0,98

Karena data yang ada berupa t vs X, sedangkan untuk penentuan persamaan laju diperlukan data t vs C_A, maka X yang merupakan fungsi C_A diubah ke bentuk C_A sesuai dengan orde reaksi yang ditebak. Tebakan pertama reaksi slaking diatas adalah reaksi berorde 1 terhadap C_A sehingga persamaan lajunya adalah

$$(-r_A) = k.C_A$$

Dengan $C_A = C_{AO} (1 - X_A)$

$$-(dC_A/dt) = (-r_A) = k.C_A$$

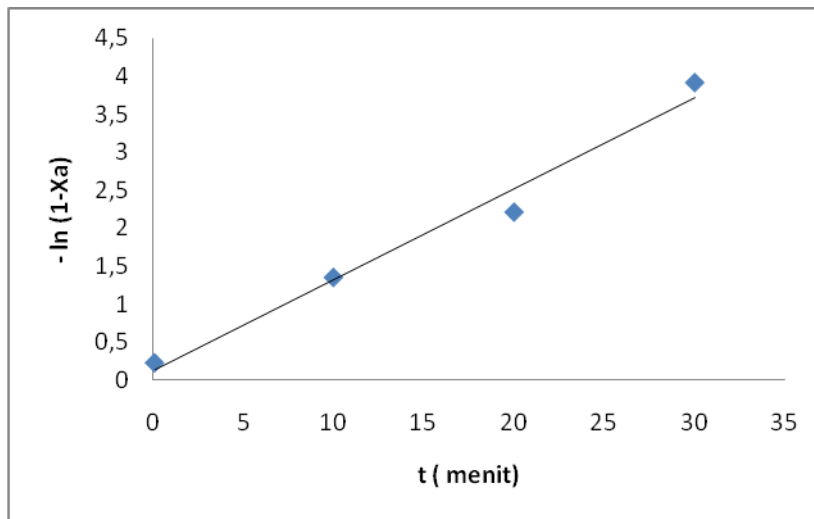
Jika persamaan laju di integralkan maka diperoleh:

$$- \ln (1 - X_A) = kt$$

Sehingga diplotkan t vs - ln (1 - X_A) sebagai berikut

Tabel F.4. Data t vs - ln (1- X_A)

t (menit)	- ln (1- X _A)
0,1	0,223
10	1,347
20	2,207
30	23,912

Gambar F.3. Grafik t vs $-\ln(1-X_A)$

Dari gambar diatas ternyata diperoleh garis linear sehingga orde tebakan adalah benar. Slope garis diatas adalah nilai k (konstanta laju reaksi), jika diambil nilai

x = 20 maka y = 2,5 sehingga

$$\text{slope} = k = y/x$$

$$= 2,5 / 20$$

$$= 0,125 / \text{menit} = 7,5 / \text{jam}$$

Sehingga persamaan laju reaksi Slaking adalah

$$(-r_A) = k \cdot C_A$$

$$= 7,5 C_A \quad \dots\dots\dots(1)$$

Lampiran F. Tugas Khusus

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari batu Kapur Kapasitas 50.000 ton/tahun

Dengan :

$$(-r_A) = \text{laju reaksi, mol/liter jam} = \text{kmol/m}^3 \text{ jam}$$

$$k = 0,125 / \text{menit} = 7,5 / \text{jam}$$

$$C_A = \text{konsentrasi Ca(OH)}_2 \text{ sisa, kmol/m}^3$$

2. Menentukan C_{A0} dan C_{A1}

Densitas komponen masuk reaktor dari aliran 9 dan 13 ditunjukkan pada

Tabel F.5. berikut:

Tabel F.5. Menentukan konsentrasi Umpan masuk reaktor

Komponen	kg/jam	kmol/jam	ρ_i (kg/m ³)	x_i	x_i/ρ_i
CaO	3759,3985	67,1321	3340	0,1839155	5,50645E-05
H ₂ O	15789,4737	877,1930	980,065	0,7724452	0,000788157
MgO	186,9451	4,6736	3580	0,0091456	2,55465E-06
Fe ₂ O ₃	51,0360	0,3190	1287	0,0024968	1,93998E-06
Al ₂ O ₃	125,6271	1,2316	1762	0,0061459	3,48801E-06
SiO ₂	175,0928	2,9182	2642	0,0085658	3,24217E-06
CaCO ₃	353,3262	3,5333	2710	0,0172853	6,37832E-06
Total	20440,8994	957,0010			0,000860825

$$\rho_{\text{mix}} = \frac{1}{\frac{x_i}{\rho_i}} = 1161,6767 \text{ kg/m}^3 = 72,5209 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_o = \frac{\text{massa total}}{\text{densitas campuran}}$$

$$v_o = \frac{20.440,8994 \text{ kg/jam}}{1.161,6767 \text{ kg/m}^3} = 17,5960 \text{ m}^3/\text{jam} = 621,3687 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Dari Neraca Massa Laju Alir Molar Komponen masuk Reaktor 1

$$F_{A0} = 67,1321 \text{ kmol/jam}$$

$$F_{A0} = C_{A0} \times v_o \quad (\text{Fogler, 1999 p.37})$$

Lampiran F. Tugas Khusus

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari batu Kapur Kapasitas 50.000 ton/tahun

$$C_{A0} = \frac{\text{laju alir molar CaO masuk}}{\text{laju alir volum etrik umpan tota l reaktor}}$$

$$= \frac{67,1321 \text{ kmol} / \text{jam}}{17,5960 \text{ m}^3 / \text{jam}} = 3,8152 \text{ kmol/m}^3 = 0,0038 \text{ kmol/ltr}$$

$$\text{Sehingga : } C_{A1} = C_{A0} (1 - X_{A1})$$

$$C_{A1} = 3,8152 (1 - 0,72856) = 1,0356 \text{ kmol/m}^3$$

3. Menentukan volume reaktor

$$\text{Untuk CSTR : } V = \frac{F_{A0} \cdot X}{(-r_A)} \quad (\text{Fogler, 1999 p.39})$$

$$\text{Sehingga } V = \frac{F_{a0} \cdot X}{k C_A} \quad \dots\dots\dots (6)$$

$$= \frac{67,1321 \times 0,72856}{7,5 \times 1,0356}$$

$$= 6,2972 \text{ m}^3 = 222,3717 \text{ ft}^3$$

$$\text{Over design} = 20 \% \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 1991:37})$$

$$V = 1,2 \times 222,3717 \text{ ft}^3$$

$$= 266,8461 \text{ ft}^3$$

Waktu tinggal :

$$\tau = V/v$$

$$= 266,8461 \text{ ft}^3 / (621,3687 \text{ ft}^3/\text{jam})$$

$$= 0,4295 \text{ jam}$$

$$= 25,7671 \text{ menit} = 26 \text{ menit}$$

IV. Dimensi Reaktor

1. Menentukan diameter reaktor

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 198:248, dimana $\frac{H}{D} < 2$

dipilih, $H = D$

Untuk menentukan bentuk-bentuk *head* ada 3 pilihan :

1) *Flanged and Standard Dished Head*

Digunakan untuk vesel proses vertikal bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpanan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil. (brownell n Young, 1959: hal 86)

2) *Torispherical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig (1,0020689 atm) sampai 200 psig (13,60919 atm). (brownell n Young, 1959: hal 88)

3) *Elliptical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig. (brownell n Young, 1959: hal 92)

Untuk tekanan 1 atm/15 psig maka dipilih *torispherical flanged and dished head*

Volume tutup atas dan bawah *torispherical flanged and dished head* =

$$V_{\text{torispherical}} = V_d = 0,000049D^3 \quad (\text{pers. 5.11. Brownell, 1959:88})$$

$$V_{\text{reaktor}} = V_{\text{shell}} + 2 \cdot V_{\text{torispherical}}$$

$$= \frac{1}{4} \pi \cdot ID^2 \cdot H + (2 \times 0,000049 \cdot ID^3)$$

dengan $H = ID$, substitusikan ke pers (6)

$$V_{\text{reaktor}} = 0,7851 ID^3$$

$$266,8461 \text{ ft}^3 = 0,7851 ID^3$$

$$ID^3 = 339,8880 \text{ ft}^3$$

$$ID = 6,9743 \text{ ft} = 2,1258 \text{ m} = 83,6925 \text{ in}$$

$$ID = 6,9743 \text{ ft} = 2,1258 \text{ m} = 83,6925 \text{ in}$$

$$H = 6,9743 \text{ ft} = 2,1258 \text{ m} = 83,6925 \text{ in}$$

Dipilih standar

$$ID = 7 \text{ ft} = 2,1336 \text{ m} = 84,0008 \text{ in}$$

$$H_s = 7 \text{ ft} = 2,1336 \text{ m} = 84,0008 \text{ in}$$

Menghitung tinggi cairan (H_L)

$$\begin{aligned} H_L &= \frac{V_{\text{reaktor}}}{\frac{\pi D^2}{4}} \\ &= \frac{266,8461}{\frac{\pi(7)^2}{4}} \end{aligned}$$

$$\text{Vol reaktor} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H_L$$

$$266,8461 = \frac{3,14}{4} \times 7^2 \times H_L$$

$$H_L = 6,9374 \text{ ft} = 2,1145 \text{ m} = 83,2493 \text{ in}$$

2. Menentukan tekanan desain

Tekanan operasi (P_{ops}) = 1 atm (14,7 psi)

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho_{mix} \cdot \left(\frac{g}{g_c} \right) H_L}{144} = \frac{72,5209 \text{ lb/ft}^3 (1) 6,9374 \text{ ft}}{144} = 3,4938 \text{ psia}$$

Keterangan :

g : Percepatan gravitasi = 32,174 ft/det²

g_c : Faktor konversi percepatan gravitasi = 32,1740 g.cm/g_f.det²

$$\begin{aligned} P_{abs} &= P_{operasi} + P_{hidrostatik} \\ &= 14,7 + 3,4938 \\ &= 18,1938 \text{ psia} \end{aligned}$$

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja absolut (Coulson, 1988:637).

Tekanan desain yang dipilih 10 % di atasnya

(Rules of thumb. Walas,1988:xviii)

$$\begin{aligned} P_{desain} &= 1,1 \times P_{abs} \\ &= 1,1 \times 18,1938 = 20,0132 \text{ psi} \end{aligned}$$

3. Menentukan Ketebalan dinding reaktor

Tipe material penyusun reaktor adalah *Carbon Steel SA-216*. Hal ini

disebabkan :

- Dapat menangani Ca(OH)_2
- Mempunyai *allowable stress* yang besar
- Harga yang relatif lebih murah

Ketebalan dinding *shell* :

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{pers 14.34 Brownell, 1959:275})$$

Keterangan :

t_s = tebal *shell*, in

r_i = jari-jari shell = $D/2 = 3,5 \text{ ft} = 42,0004 \text{ in}$

f = *allowable stresses* untuk Low Alloy Steel SA 203 grade C

= 18.750 psi (Tabel 13.1 Brownell, 1959:251)

E = *joint efisiensi* tipe *double-butt weld*

= 0,80 (Tabel 13.2 Brownell, 1959:254)

C = *corrosian allowance* = 0,125 in/10 tahun

(Tabel 6, Timmerhaus, 1991:542)

P = tekanan desain = 20,0132 psi

Maka :

$$t_s = \frac{20,0132 \times 42,0004}{(18.750 \times 0,80 - 0,6 \times 20,0132)} + 0,125$$

= 0,1811 in

Diambil t_s standar = $5/16 \text{ in} = 0,3125 \text{ in}$

Standardisasi OD :

$$OD = ID + 2 \cdot t_s$$

$$= 84,0008 + (2 \times 0,3125)$$

$$= 84,6259 \text{ in}$$

Diambil OD standar = 90 in (Brownell & Young, 1959:91)

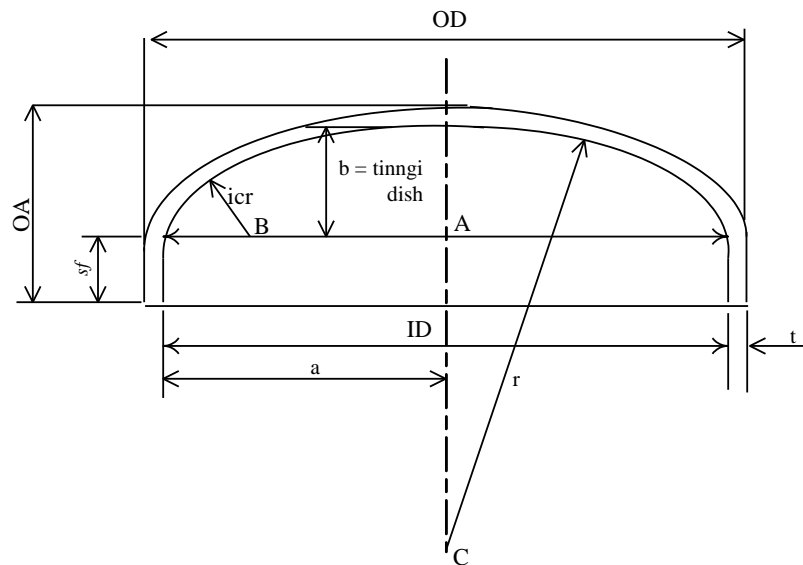
Lampiran F. Tugas Khusus

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari batu Kapur Kapasitas 50.000 ton/tahun

4. Perancangan *Head* Tangki

Bentuk : *torispherical dished head*

Dasar Pemilihan : Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig (1,020689 atm) – 200 psig (13,60919 atm).



Gambar. F.4. *Torispherical Dished head*

Menentukan dimensi tutup atas dan bawah

Ketebalan *torispherical head*

$$th = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \quad (\text{Pers. 7.77 Brownell and Young, 1959})$$

Keterangan :

th = tebal head, in

W = faktor intensifikasi stress

f = *allowable stress* untuk Low Alloy Steel SA 203 grade C

= 18.750 psi (Tabel 13.1 Brownell, 1959:251)

Lampiran F. Tugas Khusus

Prarancangan Pabrik *Precipitated Calcium Carbonate* dari batu Kapur Kapasitas 50.000 ton/tahun

E = joint efisiensi tipe *double-butt weld* = 0,80

(Tabel 13.2 Brownell,1959:254)

C = *corrosian allowance* = 0,125 in/10 tahun

(Tabel 6, Timmerhaus,1991:542)

P = tekanan desain = 18,7106 psi

Untuk OD = 90 in

(Tabel 5-7, Brownell & Young,1959:90)

maka *Inside corner radius*, $icr = 5,5$ in

crown radius, $r_c = 90$ in

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

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{90}{5,5}} \right) = 1,7613 \text{ in maka :}$$

$$th = \frac{20,0132 \times 90 \times 1,7613}{(2 \times 18.750 \times 0,80 - 0,2 \times 20,0132)} + 0,125 = 0,2308 \text{ in}$$

Digunakan tebal *head* standard = 1/4 in

Tebal *bottom* = tebal *head* = 1/4 in

Untuk $th = 1/4$ in, maka $sf = 1,5 - 3$

(Tabel 5.6. Brownell,1959:88)

Diambil $sf = 2$ in

$AB = (ID/2) - icr$

$$= (84,0008/2) - 5,5 = 36,5004 \text{ in}$$

$BC = r_c - icr$

$$= 90 - 5,5 = 84,5 \text{ in}$$

Lampiran F.Tugas Khusus

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari batu Kapur Kapasitas 50.000 ton/tahun

$$\begin{aligned}
 b &= rc - \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= 90 - \sqrt{84,5^2 - 36,5004^2} = 13,79 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OA &= th + b + sf && (\text{Fogler, 1959 p.87}) \\
 &= 1/4 + 13,79 + 2 = 16,04 \text{ in}
 \end{aligned}$$

jadi tinggi *dished head*, $H_d = 16,04 \text{ in} = 1,3367 \text{ ft} = 0,4074 \text{ m}$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi cairan di } shell (H_{L,S}) &= H_L - OA \\
 &= 6,9374 \text{ ft} - 1,3367 \text{ ft} \\
 &= 5,6007 \text{ ft} = 67,2091 \text{ in} = 1,7071 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total reaktor} &= H_s + 2.H_d \\
 &= 7 + (2 \times 1,3367) = 9,6734 \text{ ft} = 2,9485 \text{ m} = 116,0820 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume pada sf} &= (\pi/4).D^2.sf \\
 &= (3,14/4) \times 84,0008^2 \times 2 = 131,8813 \text{ in}^3 = 0,0763 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume head torispherical (Vd)} &= 0,000049 ID^3 \\
 &= 0,000049 \times 84,0008^3 \\
 &= 29,0433 \text{ in}^3 = 0,0168 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume sebuah head} &= V_d + \text{Vol pada sf} \\
 &= 0,0168 + 0,0763 = 0,0931 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

V. Desain Sistem Pengaduk

a) Dimensi Pengaduk

Digunakan jenis *six pitched blade turbine*. Karena dapat digunakan untuk campuran berviskositas < 10.000 cp (Geankoplis 1993,hal 143) dan cocok untuk pengadukan suspensi solid (Wallas 1990,hal 298). Berikut dijabarkan geometrinya:

$$\frac{D_t}{D_i} = 3 \quad (\text{Brown,hal 507 :1950})$$

$$\frac{Z_i}{D_i} = 1 \quad (\text{Brown, hal 507 :1950})$$

$$\frac{w}{D_i} = 0,17 \quad (\text{Brown, hal 507 :1950})$$

$$r = \frac{1}{4} D_i \quad (\text{Metcalf and Eddy, 1991})$$

$$\text{Offset 1} = \frac{1}{2} D_i \quad (\text{Wallas,hal 288: 1990})$$

$$\text{Offset 2} = \frac{1}{6} w \quad (\text{Wallas,hal 288: 1990})$$

$$D_d = \frac{2}{3} D_i \quad (\text{Geankoplis,144: 1993})$$

$$\frac{W}{D_i} = 1/5 \quad (\text{Geankoplis,144: 1993})$$

Keterangan :

D_i = Diameter *impeller*, m

D_t = Diameter tangki, m

Z_i = Tinggi *impeller* dari dasar tangki, m

w = Lebar *baffle*, m

W = Tebal *baffle*, m

D_d = Diameter batang penyangga *impeller*, m

r = *impeller blade length*, m

Offset 1 = Jarak *baffle* dari dasar tangki, m

Offset 2 = Jarak *baffle* dari permukaan cairan, m

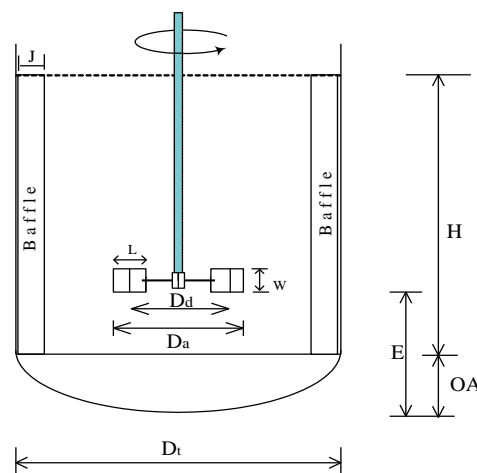
Jadi, dimensi pengaduk adalah :

D_i	= $(1/3) \times 90$ in	= 30 in	= 0,76 m	= 2,5 ft
Z_i	= 1×30 in	= 30 in	= 0,76m	= 2,5 ft
w	= $0,17 \times 30$ in	= 5,1 in	= 0,13m	= 0,42 ft
r	= $(1/4) \times 30$ in	= 7,5 in	= 0,19 m	= 0,62 ft
<i>Offset 1</i>	= $(1/2) \times 30$ in	= 15 in	= 0,38 m	= 1,25 ft
<i>Offset 2</i>	= $(1/6) \times 5,1$ in	= 0,85 in	= 0,02 m	= 0,08 ft
D_d	= $2/3 \times 30$ in	= 20 in	= 0,51 m	= 1,67 ft
W	= $1/5 \times 30$ in	= 6 in	= 0,15 m	= 0,50 ft

Jumlah *baffle* = 4

Panjang *baffle* = $H_{L,s} - (\text{Offset 1} + \text{Offset 2})$

$$= 67,2091 \text{ in} - (15+0,08) \text{ in} = 52,1291 \text{ in} = 1,3241 \text{ m}$$



Gambar F.5. Dimensi reaktor beserta *impeller* dan *baffle*

b) Daya Motor

$$\text{Daya motor yang digunakan} = \frac{\text{Daya input}}{\text{Efisiensi motor}}$$

c) Menghitung daya input

Daya input = kebutuhan daya teoritis + hilang (*gland loss*)

d) Kebutuhan daya teoritis

$$P = N_p \cdot \rho_{mix} \cdot N^3 \cdot D_i^5 \quad (\text{Geankoplis, pers.3.4-2, 1978})$$

Keterangan :

P = Power (W)

N_p = *Power Number*

N = Kecepatan *impeller* (rps)

ρ_{mix} = densitas larutan (kg/m^3) = 72,5960 lb/ft^3

D_i = diameter *impeller*, m

$$N_{Re} = \frac{\rho_{mix} \cdot N \cdot D_i^2}{\mu_{mix}} \quad (\text{Geankoplis, Pers. 3.4-1, 1978})$$

Jumlah pengaduk yang dibutuhkan (Rase, pers 8.9, hal 345, 1977) :

$$n = \frac{WELH}{ID}$$

keterangan : ID = diameter dalam reaktor, ft

WELH = *water equivalent liquid height*

= tinggi cairan ($H_{L,s}$) x sp. gr

tinggi cairan ($H_{L,s}$) = 5,6007ft

Densitas air pada 4 °C = 1000 kg/m³

Densitas campuran = $1.161,6767 \frac{kg}{m^3}$

$$\begin{aligned} \text{spesifik gravity (sg)} &= \frac{\rho_{\text{larutan}}}{\rho_{\text{air}}} \\ &= \frac{1.161,6767 \frac{kg}{m^3}}{1000 \frac{kg}{m^3}} = 1,1617 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= 5,6007 \text{ ft} \times 1,1617 \\ &= 7,5857 \text{ ft} = 2,3122 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk, n} &= \frac{\text{WELH}}{\text{ID}} \\ &= \frac{7,5857 \text{ ft}}{7 \text{ ft}} \\ &= 1,08 \text{ (dipakai satu buah pengaduk)} \end{aligned}$$

Untuk mencari kecepatan putaran teoritis pada pencampuran padatan-cairan digunakan kecepatan putaran kritis.

Tabel F.6. Komponen untuk Menghitung Kecepatan Kritis Pengadukan

	CaO	Campuran padatan
Dp,in	0,5	0,5
$\Delta\rho, \text{kg/m}^3$	2359,94	1573,44
B,tak berdimensi	23,8095	5,89181

Keterangan :

D_p = diameter partikel

$\Delta\rho$ = beda densitas antara padatan dan air

B = 100x(berat padatan/berat cairan)

Perubahan di $n_c = D_p^{0,2} \Delta\rho^{0,45} B^{0,13}$ (hal 268 McCabe,1993)

$$= (0,5/0,5)^{0,2} \times (2359,94/1573,44)^{0,45} \times (23,8095/5,8919)^{0,13}$$

$$= 1,4390$$

Perubahan di $P = n_c^3$

$$= 1,4390^3$$

$$= 2,9799$$

Dari Figure 9.19 Mc.Cabe P/V untuk six-blade turbine adalah 4,2 hp/1000 gal.

Sehingga P/V untuk CaO adalah = 4,2 hp/1000 gal x 2,9799

$$= 12,5156 \text{ hp/1000 gal}$$

Volume campuran adalah $17,5960 \text{ ft}^3 = 1663,52 \text{ gal}$

Sehingga daya teoritis adalah = 12,5156 hp/1000 gal x 1663,52 gal

$$= 20,82 \text{ hp}$$

Kecepatan kritis pengadukan

$$P = \frac{N_p \cdot \rho_{mix} \cdot N^3 \cdot D_i^5}{g_c}$$

$$20,82 = \frac{1,63.72,5209 \cdot N^3 \cdot 2,5^5}{32,174}$$

Lampiran F. Tugas Khusus

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari batu Kapur Kapasitas 50.000 ton/tahun

$$N^3 = 31,913$$

$$N = 3,1719 \text{ rps}$$

$$= 190,3153 \text{ rpm}$$

$$N_{Re} = \frac{D_i^2 \cdot N \cdot \rho_{mix}}{\mu_{mix}} \quad (\text{Geankoplis, Pers. 3.4-1, 1978})$$

$$= \frac{(0,76m)^2 (2,5175 \text{ rps})(1.161,6767 \text{ kg/m}^3)}{0,0093 \text{ kg/m.s}} = 301.117,0932$$

a) Daya yang hilang (*gland loss*)

$$\text{Hilang (*gland loss*)} = 10 \% \text{ daya teoritis} \quad (\text{MV. Joshi})$$

$$= 0,1 \times 20,82 \text{ hp} = 0,2082 \text{ hp}$$

b) Daya input

$$\text{Daya input} = \text{kebutuhan daya teoritis} + \text{hilang (*gland loss*)}$$

$$= 20,82 \text{ hp} + 0,2082 \text{ hp}$$

$$= 21,0282 \text{ hp}$$

c) Efisiensi motor (η)

$$\text{Efisiensi motor } (\eta) = 80 \%$$

Daya motor yang digunakan

$$P = \frac{100}{80} \times 21,0282 \text{ hp} = 26,29 \text{ hp}$$

d) Panjang Batang Sumbu Pengaduk (*axis length*)

axis length (L) = tinggi total tangki + jarak dari motor ke bagian bearing – jarak pengaduk dari dasar tangki

Tinggi total tangki = 9,6734 ft

Jarak dari motor ke bagian atas bearing = 1 ft

Jarak pengaduk dari dasar tangki (Z_i) = 2,5 ft

axis length (L) = 9,6734 ft + 1 ft – 2,5 ft
= 8,1734 ft (2,4913 m)

e) Diameter Sumbu

$$d^3 = \frac{Z_p \times 16}{\pi}$$

• **Menghitung Z_p**

$$Z_p = \frac{T_m}{f_s} \quad (\text{Pers.14.9, M.V. Joshi})$$

Keterangan :

T_m = Torsi maksimum

Z_p = *Shear stress*

f_s = *Section of shaft cross section*

Material sumbu yang digunakan adalah *commercial cold rolled steel*.

Axis shear stress yang diizinkan, $f_s = 550 \text{ kg/cm}^2$

Batasan elastis pada tegangan = 2460 kg/cm^2

(1) Menghitung T_m

Dari M.V Joshi, Pers. 14.10, hal 400, $T_m = (1,5 \text{ or } 2,5) \times T_c$

Digunakan $T_m = 1,5 T_c$

$$T_c = \frac{P \times 75 \times 60}{2 \times \pi \times N} \quad (\text{M.V. Joshi, Pers. 14.8, hal 400})$$

Keterangan :

T_c = Momen putaran, kg.m

P = Daya, Hp

N = Kecepatan putaran, rpm

$$T_c = \frac{13,14 \times 75 \times 60}{2 \times \pi \times 151,05} = 62,3344 \text{ kg-m}$$

$$T_m = 1,5 \times 62,3344 \text{ kg-m} = 93,5015 \text{ kg - m}$$

(2) Menghitung Z_p

$$Z_p = \frac{93,5015 \times 100}{550} = 17,0003 \text{ cm}$$

- **Menghitung diameter sumbu (d)**

$$Z_p = \frac{\pi \cdot d^3}{16}$$

$$d^3 = \frac{Z_p \times 16}{\pi} = \frac{17,0002 \times 16}{3,14} = 86,6256$$

$$d = 4,4247 \text{ cm}$$

Digunakan diameter sumbu (d) = 4,5 cm = 0,1476 ft = 1,7717 in

- **Cek tegangan yang disebabkan oleh *bending moment***

Tegangan yang disebabkan oleh *bending moment equivalent* adalah

$$f = \frac{Me}{Z_p} = \frac{Me}{\pi \left(\frac{d^3}{32} \right)}$$

(1). Menghitung *Bending Moment*

$Me = \text{Bending moment equivalent}$

$$Me = \frac{1}{2} \left[M + \sqrt{M^2 + T_m^2} \right]$$

$$M = F_m \times L$$

$$F_m = \frac{T_m}{0.75 \times R_b} \quad (\text{Pers.14.11, M.V. Joshi})$$

Keterangan :

$$F_m = \text{bending moment (kg)}$$

$$R_b = \text{Jari-jari impeller} = \frac{1}{2} D_i$$

$$= \frac{1}{2} \times 0,76 \text{ m} = 0,38 \text{ m}$$

$$F_m = \frac{93,5015 \text{ kg} \cdot \text{m}}{0,75 \times 0,38} = 328,0754 \text{ kg}$$

$$L = \text{Panjang axis} = 2,4913 \text{ m}$$

$$M = 328,0754 \text{ kg} \times 2,4913 \text{ m}$$

$$= 817,3343 \text{ kg} \cdot \text{m}$$

$$Me = \frac{1}{2} \left[M + \sqrt{M^2 + T_m^2} \right]$$

$$= \frac{1}{2} \left[817,3343 + \sqrt{817,3343^2 + 93,5015^2} \right]$$

$$= 819,9997 \text{ kg-m}$$

(2) Tegangan yang disebabkan oleh *bending moment equivalent*

$$f = \frac{Me}{\pi \left(\frac{d^3}{32} \right)} = \frac{819,9997 \times 100 \times 32}{\pi \times 4^3} = 13057,3205 \text{ kg/cm}^2$$

(3) Diameter sumbu

Karena $f >$ batasan elastis dalam tegangan ($13057,3205 > 2460$)

maka diameter sumbu yang direncanakan tidak memenuhi, dan diameter sumbu diganti dengan $d = 7 \text{ cm}$.

Lalu diperoleh f pada sumbu diameter baru adalah :

$$f = 2436,3513 \text{ kg/cm}^2$$

Jadi, diameter sumbu adalah 7 cm .

VI. Desain Pendingin

Reaksi yang berlangsung dalam reaktor bersifat eksotermis, sehingga panas yang dilepaskan harus diserap dari reaktor agar tidak menyebabkan kenaikan suhu.

Jaket/koil yang dialiri air pendingin digunakan untuk menjaga temperatur reaktor agar senantiasa konstan pada 70°C .

Perbedaan temperatur logaritmik rata-rata adalah

Fluida panas	Temperatur ($^\circ\text{F}$)	Fluida dingin	Selisih
149	Temperatur tinggi	122	27
149	Temperatur rendah	86	63
0		36	

Lampiran F. Tugas Khusus

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari batu Kapur Kapasitas 50.000 ton/tahun

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \left(\frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2} \right)} = 42,4880^\circ\text{F}$$

- **Perhitungan Jacket Pendingin**

Luas perpindahan panas yang tersedia

A = luas selimut reaktor + luas penampang bawah reaktor

$$A = \pi \cdot D_o \cdot H_{L,S} + \left(\frac{\pi}{4} D_o^2 \right)$$

Diketahui:

$$D_o = 90 \text{ in}$$

$$= 7,5 \text{ ft}$$

$$H_{L,S} = 5,6007 \text{ ft}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} A &= (\pi \times 7,5 \text{ ft} \times 5,6007 \text{ ft}) + \left(\left(\frac{\pi}{4} \right) \times (7,5 \text{ ft})^2 \right) \\ &= 176,0527 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan

Dari Tabel.8. Kern didapatkan *Overall heat transfer* U_D dengan *hot fluid* adalah *aqueous solution* dan *cold fluid* adalah *water* dengan U_D : 250 - 500 Btu/j.ft².F.

Dipilih :

$$U_D = 250 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Diketahui :

$$Q = 969602,0414 \text{ kkal/jam} = 3847627,148 \text{ btu/jam}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 42,4880 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Lampiran F.Tugas Khusus

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari batu Kapur Kapasitas 50.000 ton/tahun

$$A_{\text{kebutuhan}} = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$A_{\text{kebutuhan}} = \frac{3.847.627,148 \text{ Btu/jam}}{250 \text{ Btu} / \text{ft}^2 \text{ jam}^\circ \text{F} \times 42,4880^\circ \text{F}}$$

$$A_{\text{kebutuhan}} = 362,2319 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{kebutuhan}} > A_{\text{tersedia}} (362,2319 \text{ ft}^2 > 176,0527 \text{ ft}^2)$$

Sehingga jaket pendingin tidak bisa digunakan.

- **Perhitungan Koil Pendingin**

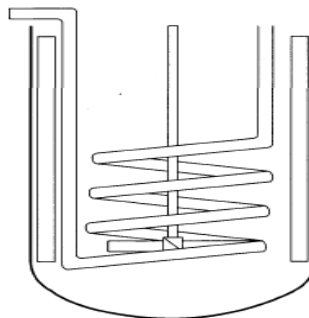


Figure 12.73. Internal coils

Gambar F.6. Koil Pendingin

$$Q_{\text{serap}} = 969.602,0414 \text{ kkal/jam (neraca energi)}$$

Direncanakan digunakan 1 koil. Jadi Q_{serap} adalah 969.602,0414 kkal/jam .

Koefisien transfer panas koil ke reaktor

Diketahui sifat fisik air pendingin :

$$T_1 = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K} = 86^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 50^\circ\text{C} = 323 \text{ K} = 122^\circ\text{F}$$

$$\rho = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,16 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,8007 \text{ cp} = 1,937 \text{ lb/ft.jam}$$

$$C_p = 0,9987 \text{ kJ/kg.K} = 0,2385 \text{ btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,2952 \text{ btu/jam.ft. }^\circ\text{F}$$

Massa air pendingin yang dibutuhkan adalah :

$$= 48.417,1596 \text{ kg/jam} \quad (\text{dari neraca energi})$$

$$= 106.742,1231 \text{ lb}_m/\text{jam}$$

Debit air pendingin yang dibutuhkan adalah :

$$\bar{Q} = \frac{m}{\rho} = \frac{48.417,1596 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 48,6272 \text{ m}^3$$

Batasan kecepatan aliran air dalam pipa = 1,5 - 2,5 m/s (Coulson, 1983).

Dipilih $v = 2,5 \text{ m/s}$.

Luas permukaan aliran pipa adalah :

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{48,6272 \text{ m}^3/\text{jam}}{(2,5 \text{ m/s})(3600 \text{ s})} = 0,0054 \text{ m}^2$$

Diameter dalam pipa adalah :

$$D_i = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,0054 \text{ m}^2}{3,14}} = 0,08296 \text{ m} = 3,2662 \text{ in}$$

Lampiran F. Tugas Khusus

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari batu Kapur Kapasitas 50.000 ton/tahun

Dari Tabel 11 (Kern, 1983), diambil ukuran pipa standar adalah :

$$\text{NPS} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Sch. Number} = 40$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft}$$

$$A' = 12,7 \text{ in}^2 = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 1,178 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

Kecepatan alir massa air adalah :

$$G_t = \frac{m}{A'} = \frac{106759,8369 \text{ lb/jam}}{(0,0882 \text{ ft}^2)(3600 \text{ s})} = 336,2303 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s} = 1210428,99 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{hr}$$

Koreksi kecepatan alir air adalah :

$$v = G_t / \rho = (336,2303 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s}) / (62,1581 \text{ lb/ft}^3) = 5,4093 \text{ ft/s}$$

karena kecepatan alir air jauh diatas batasan yang ditetapkan, maka diambil diameter pipa

$$\text{IPS} = 6 \text{ in}$$

$$\text{Sch. Number} = 40$$

$$\text{OD} = 6,625 \text{ in} = 0,5520 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 6,065 \text{ in} = 0,5054 \text{ ft}$$

$$A' = 28,9 \text{ in}^2 = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 2,258 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Kecepatan alir massa air adalah :

$$G_t = \frac{m}{A'} = \frac{106759,8369 \text{ lb/jam}}{(0,2007 \text{ ft}^2)(3600 \text{ s})} = 147,7604 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s} = 531937,4036 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{hr}$$

Lampiran F. Tugas Khusus

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari batu Kapur Kapasitas 50.000 ton/tahun

Koreksi kecepatan alir air adalah :

$$v = G_t / \rho = (147,7604 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s}) / (62,1581 \text{ lb/ft}^3)$$

$$v = 2,38 \text{ ft/s (memenuhi)}$$

Bilangan Reynold fluida dalam pipa adalah :

$$NRe = \frac{D_i G_t}{\mu} = \frac{(0,5054 \text{ ft})(147,7604 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s})}{0,000538 \text{ lb/ft} \cdot \text{s}} = 138806,8888 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari Gambar 26 (Kern, 1983), untuk $Nre = 138806,8888$ maka nilai $f = 0,00017$.

Dari Gambar 20.2 (Kern, 1983), untuk $Nre = 138806,8888$ maka nilai $jH = 1400$

Maka h_i adalah :

$$h_i = J_H \left(\frac{k}{ID} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_c = 1400 \left(\frac{0,2952 \text{ Btu} / \text{ft} \cdot \text{jam} \cdot ^\circ \text{F}}{0,665 \text{ ft}} \right) \left(\frac{0,2385 \text{ Btu} / \text{ft} \cdot ^\circ \text{F} \times 1,937}{0,2952 \text{ Btu} / \text{ft} \cdot \text{jam} \cdot ^\circ \text{F}} \right)^{1/3} (1)^{0,14}$$

$$h_i = 721,5229 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ \text{F}$$

Koefisien transfer panas dari pipa ke luar pipa adalah :

$$h_{io} = h_i \left(\frac{D_i}{D_o} \right) = 721,5229 \text{ Btu/hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ \text{F} \left(\frac{0,665 \text{ ft}}{0,719 \text{ ft}} \right) = 667,3335 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ \text{F}$$

Untuk koil, harga h_{io} dikoreksi dengan faktor koreksi sebagai berikut :

$$h_{io,koil} = h_{io,pipa} \left[1 + 3,5 \left(\frac{D_{i,koil}}{D_{spiralkoil}} \right) \right]$$

Lampiran F. Tugas Khusus

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari batu Kapur Kapasitas 50.000 ton/tahun

Diketahui diameter spiral atau heliks koil = $0,7 - 0,8 D_t$ (Rase, 1977) maka

$$D_{\text{spiral koil}} = 0,8 \times 7 \text{ ft} = 5,6 \text{ ft} = 1,7069 \text{ m}$$

$$h_{\text{io,koil}} = 667,3335 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F} \left[1 + 3,5 \left(\frac{0,665 \text{ ft}}{5,6 \text{ ft}} \right) \right] = 944,6939 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}$$

Koefisien transfer panas reaktor ke koil

Hubungan paling komprehensif untuk transfer panas ke heliks koil dengan tipe agitator *six blade turbin* adalah :

$$h_o = 0,00265 Nre \quad (\text{pers 20.5b Kern,1950})$$

$$h_o = 0,00265 \times 138806,8888$$

$$h_o = 367,8383 \text{ Btu/hr ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_o \times h_{\text{io}}}{h_o + h_{\text{io}}} = \frac{(367,8383 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})(944,6939 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})}{(367,8383 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}) + (944,6939 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})}$$

$$U_c = 264,7513 \text{ Btu/hr ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Nilai R_d yang diizinkan = $0,001 - 0,003$

Diambil nilai $R_d = 0,001$

$$U_D = \frac{1}{\left(\frac{1}{U_c} + R_d \right)} = \frac{1}{\left(\frac{1}{264,7513 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}} + 0,001 \right)}$$

$$= 209,3307 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 42,4880^{\circ}\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = \frac{3845185,76 \text{ 1 Btu}}{(209,3307 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^{\circ}\text{F})(42,4880 \text{ }^{\circ}\text{F})} = 432,3327 \text{ ft}^2$$

Panjang koil adalah :

$$L = \frac{A}{a_t} = \frac{432,3327 \text{ ft}^2}{2,258 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}} = 191,4671 \text{ ft} = 58,3599 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume koil} &= \pi/4 \cdot \text{OD}^2 \cdot L \\ &= (3,14/4) \cdot (0,5520)^2 \cdot 191,4671 \\ &= 45,7975 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menentukan luas koil, A_k

$$A_k = \pi \times D_k \times a'' = 4,7149 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jumlah lilitan koil} = A/A_k = 12,3778 \text{ lilitan}$$

$$s = s.g = \frac{\rho}{\rho_{\text{air}, 4^{\circ}\text{C}}} = \frac{995,68 \text{ kg/m}^3}{998,7144 \text{ kg/m}^3} = 0,9970$$

Nilai *pressure drop* dalam koil adalah :

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{f G_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} D_s \phi_t} = \frac{(0,00017) (531937,4036 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{hr})^2 (191,4671 \text{ ft})}{5,22 \cdot 10^{10} (0,665 \text{ ft})(0,9970) (1)} \\ &= 0,266 \text{ psia} \end{aligned}$$

Batasan *pressure drop* yang diizinkan untuk air yang mengalir dalam *tube* atau

koil adalah 10 psia (Kern, 1983). sehingga ΔP dalam koil masih memenuhi.

Lampiran F. Tugas Khusus

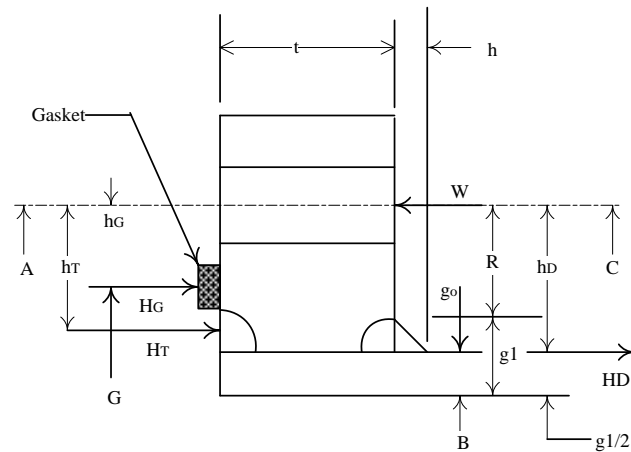
Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari batu Kapur Kapasitas 50.000 ton/tahun

VII. Perencanaan *Flange* pada Sambungan *Head* dengan *Shell*

Flange merupakan salah satu aksesoris yang dipasang pada reaktor dengan fungsi sebagai penghubung dengan sistem perpipaan yang terkoneksi dengan reaktor. Pada *vessel* penggunaan *flange* juga bertujuan untuk memudahkan proses pembersihan bagian dalam *vessel*. Digunakan jenis Slip-on flanges karena digunakan secara luas, mudah dalam pengelasan dan biaya awalnya rendah

Data perancangan:

Tekanan desain (p)	= 20,0510 psia
Temperatur desain	= 65 °C
Material <i>flange</i>	= SA 283 GRADE C (Brownell and Young, 1959)
<i>Bolting steel</i>	= SA 193 Grade B7 (Brownell and Young, 1959)
Material gasket	= <i>Asbestos composition, stainless steel</i> (Gambar 12.11, Brownell and Young, 1959)
Diameter luar <i>shell</i> (B)	= 90 in
Ketebalan <i>shell</i>	= 5/16 in = 0,3125 in
Diameter dalam <i>shell</i>	= 84 in
Tegangan dari material <i>flange</i>	= 18.750 psi
Tegangan dari <i>bolting material</i>	= 20.000 psi



Gambar F.7. Tipe flange dan dimensinya.

◆ **Perhitungan Lebar Gasket**

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - pm}{y - p(m + 1)}}$$

Keterangan:

p = tekanan desain (psi)

d_o = diameter luar gasket (in)

d_i = diameter dalam gasket (in)

y = yield stress, lb/in² (Fig. 12.11)

m = faktor gasket (fig. 12.11)

Dari fig 12.11 Brownell & Young, untuk material gasket *Stainless steels*

diperoleh :

$$y = 9.000$$

$$m = 3,75$$

Sehingga :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{9.000 - (20,6311)(3,75)}{9.000 - 20,6311(3,75 + 1)}} = 1,0045$$

Diambil diameter dalam gasket sebesar 90 in, sehingga:

$$d_o = 1,0045 \times (90 \text{ in}) = 90,4058 \text{ in}$$

Lebar gasket minimum (N) :

$$N = \left(\frac{d_o - d_i}{2} \right)$$

Keterangan :

N = Lebar gasket minimum (in)

do = Diameter luar gasket (in)

di = Diameter dalam gasket (in)

Jadi :

$$\begin{aligned} N &= \left(\frac{90,4058 - 90}{2} \right) \\ &= 0,2029 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan gasket dengan lebar standar 0,25 in (Gambar 12.12, Brownell and Young, 1959).

Diameter gasket rata-rata (G) :

$$\begin{aligned} G &= d_i + \text{lebar gasket} \\ &= 90 \text{ in} + 0,25 \text{ in} \\ &= 90,25 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Fig 12.12 B 7 Y, kolom 1, tipe 1.a, didapat :

$$b_o = \frac{N}{2} = \left(\frac{0,25}{2} \right) = 0,125 \text{ in ,}$$

jika $b_o \leq 0,25 \text{ in}$ maka $b = b_o = 0,125 \text{ in}$

◆ **Perhitungan Beban Baut (*bolt*)**

a. Beban terhadap *seal* gasket

Beban terhadap *seal* gasket :

$$W_{m2} = H_y = \pi \times b \times G \times y \quad (\text{Brownell and Young, pers. 12.88, 1959})$$

Keterangan :

H_y = Berat beban *bolt* maksimum (lb)

b = *Effective gasket* (in)

G = Diameter gasket rata-rata (in)

Jadi :

$$\begin{aligned} W_{m2} &= 3,14 \times 0,125 \times 90,25 \times 9000 \\ &= 318.808,1250 \text{ lb} \end{aligned}$$

b. Beban operasi total

Beban operasi total (Pers. 12.91 Brownell and Young,1959) :

$$W_{m1} = H + H_p$$

Keterangan :

H = Beban dari tekanan internal

H_p = beban *joint tight* (lb)

Beban untuk menjaga *joint tight* saat saat operasi (B & Y,1959, pers. 12.90)

$$H_p = 2 b \pi G m p$$

Keterangan :

- H_p = Beban *join tight* (lb)
 m = Faktor gasket (fig.12.11)
 b = Effective gasket (in)
 G = Diameter gasket rata-rata (in)
 p = Tekanan operasi (psi)

Maka :

$$\begin{aligned}
 H_p &= 2 \times 0,125 \times 3,14 \times 90,25 \times 3,75 \times 20,0510 \\
 &= 5327,0181 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Beban dari tekanan internal (B & Y, 1959, pers. 12.89) :

$$\begin{aligned}
 H &= \frac{\pi G^2}{4} p \\
 &= \frac{\pi \times 90,25^2}{4} \times 20,0510 \\
 &= 128.203,5688 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Beban operasi total (B & Y, 1959, pers. 12.91) :

$$\begin{aligned}
 W_{m1} &= H + H_p \\
 &= 128.203,5688 \text{ lb} + 5327,0181 \text{ lb} \\
 &= 133.530,5869 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan diatas, diperoleh W_{m2} lebih besar daripada W_{m1} , sehingga, beban pengontrol berada pada $W_{m2} = 318.808,1250 \text{ lb lb}$

Perhitungan luas baut minimum (*minimum bolting area*)

$$A_{m2} = \frac{W_{m2}}{fb} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, pers. 12.92})$$

$$A_{m2} = \frac{318.808,12 \cdot 50}{20.000}$$

$$= 15,9404 \text{ in}^2$$

Keterangan :

W_{m1} = Beban berat *bolt* pada kondisi operasi (lb)

W_{m2} = Beban berat *bolt* pada kondisi tanpa tekanan dalam (lb)

H = Total *joint contact surface* (lb)

H_p = Beban *join tight* (lb)

A_{m1} = Total luas *bolt* pada kondisi operasi (in^2)

A_{m2} = Total luas *bolt* pada kondisi tanpa tekanan dalam (in^2)

Penentuan ukuran baut diambil dari Brownell and young, 1956, hal.186,

Perhitungan ukuran baut optimum (Tabel 10.4 dan Tabel 12.3

Brownell and Young , 1959) . Digunakan baut dengan ukuran 1 in :

- *Root area* = 0,551 in^2
- *Bolt spacing standard* (BS) = 2 ¼ in
- *Minimal radian distance* (R) = 1 3/8 in
- *Edge distance* (E) = 1 1/16 in

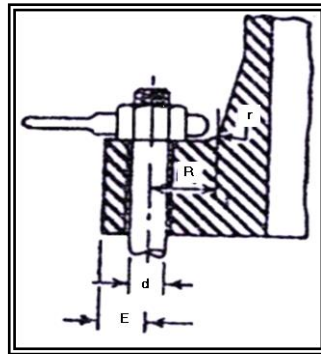
Tabel F.7. Perhitungan untuk Mencari Ukuran Baut Minimum

Ukuran Bolt	Root Area	Min. No of Bolt	Actual No of bolt	R	Bs	E	$\frac{NBs}{\pi}$	C
2 1/4	3,02	5,2783	6	2 3/4	3	2 1/4	5,7325	90,3844
2 ½	3,7150	4,2908	5	3 1/16	3	2,375	4,7771	91,0094
2	3,0200	5,2783	8	2 1/2	3	2	7,6433	89,8844
2 ¾	4,6180	3,4518	4	3 3/8	3	2 5/8	3,8217	91,6344

Lampiran F. Tugas Khusus

Prarancangan Pabrik *Precipitated Calcium Carbonate* dari batu Kapur Kapasitas 50.000 ton/tahun

Dari tabel diatas, minimum bolt circle adalah 90,3844 in ketika digunakan baut 2 ¼ in. Sehingga jumlah baut standar yang digunakan sebanyak 6 buah dengan lingkaran 91 in. (Table 10.4 dan Tabel 12.3 dan Brownell and Young, 1959)



Gambar F.8. Gambar detail dimensi baut

Perhitungan diameter flange luar :

$$\begin{aligned}
 \text{Flange OD (A)} &= \text{bolt circle diameter} + 2 E \\
 &= 91 \text{ in} + 2 (2 \frac{1}{4}) \text{ in} \\
 &= 95,5 \text{ in} = 7,96 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Koreksi lebar gasket :

$$\begin{aligned}
 A_{b \text{ actual}} &= \text{jumlah baut} \times \text{root area} \\
 &= 6 \times 3,02 \text{ in}^2 \\
 &= 18,12 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum :

$$\begin{aligned}
 N_{\min} &= \frac{A_{b \text{ actual}} f_{\text{allow}}}{2 y \pi G} \\
 &= \frac{18,12 \text{ in}^2 \times 20.000 \text{ psi}}{2 \times 9.000 \times 3,14 \times 90,25 \text{ in}} \\
 &= 0,0710 \text{ in (karena } < 0,25, \text{ maka lebar gasket memenuhi)}
 \end{aligned}$$

◆ **Perhitungan *Moment***

a. Untuk *bolting up condition (no internal pressure)*

- Beban desain diberikan dengan Pers. 12.91, Brownell and Young, 1959 halaman 240 :

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{2} (A_b + A_m) f_a \\ &= \frac{1}{2} (18,12 + 15,94) (20.000) \\ &= 340.604,0625 \text{ lb} \end{aligned}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} W &= \text{berat beban (lb)} \\ A_m &= \text{luas baut minimum (in}^2\text{)} \\ A_b &= \text{luas aktual baut (in}^2\text{)} \\ F_a &= \text{allowable stress (psi)} \end{aligned}$$

- Hubungan *lever arm* diberikan dengan (Pers. 12.101 Brownell and Young, 1959) :

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{1}{2} (C - G) \\ &= \frac{1}{2} (91 \text{ in} - 90,25 \text{ in}) \\ &= 0,375 \text{ in} \end{aligned}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} h_G &= \text{tahanan } \textit{radian circle} \text{ (in)} \\ C &= \textit{bolt circle diameter} \text{ (in)} \\ G &= \text{diameter gasket rata-rata (in)} \end{aligned}$$

- *Flange moment* adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} M_a &= W \times h_G \\ &= 340.604,0625 \text{ lb} \times 0,375 \text{ in} \\ &= 127.726,5234 \text{ lb-in} \end{aligned}$$

b. Untuk kondisi beroperasi ($W = W_{m1}$, Pers. 12.95 Brownell and Young, 1959)

- $W = 133.530,5869 \text{ lb}$
- Untuk H_D (Persamaan 12.96, Brownell and Young, 1959)

$$\begin{aligned} H_D &= 0,785 B^2 p \\ &= 0,785 (90)^2 (20,0510) \\ &= 127.494,2835 \text{ lb} \end{aligned}$$

Keterangan :

H_D = *hydrostatic and force* pada area dalam flange (lb)

B = diameter dalam *flange* (in)

P = tekanan operasi (psi)

- *The lever arm*, (Pers. 12.100 , Brownell and Young, 1959)

$$\begin{aligned} h_D &= \frac{1}{2} (C - B) \\ &= \frac{1}{2} (91 - 90) \\ &= 0,5 \text{ in} \end{aligned}$$

- *Moment*, M_D (Pers. 12.96, Brownell and Young, 1959)

$$M_D = H_D \times h_D$$

$$= 127.494,2835 \text{ lb} \times 0,5 \text{ in}$$

$$= 63.747,1418 \text{ lb-in}$$

- Nilai H_G dari Pers. 12.98 (Pers. 12.100, Brownell and Young, 1959)

$$H_G = W - H$$

$$= 133.530,5869 \text{ lb} - 128.203,5688 \text{ lb}$$

$$= 5.327,0181 \text{ lb}$$

- Hubungan *lever arm* (Pers.12.101, Brownell and Young, 1959)

$$h_G = \frac{1}{2} (C - G)$$

$$= \frac{1}{2} (91 \text{ in} - 90,25 \text{ in})$$

$$= 0,375 \text{ in}$$

- *Moment* (Pers. 12.98, Brownell and Young, 1959)

$$M_G = H_G \times h_G$$

$$= 5.327,0181 \text{ lb} \times 0,375 \text{ in}$$

$$= 1.997,6318 \text{ lb-in}$$

- Nilai H_T (Pers. 12.97, Brownell and Young, 1959)

$$H_T = H - H_D$$

$$= 128.203,5688 \text{ lb} - 127.494,2835 \text{ lb}$$

$$= 709,2853 \text{ lb}$$

- Hubungan *lever arm* (Pers. 12.102, Brownell and Young, 1959)

$$h_T = \frac{1}{2} (h_D + h_G)$$

$$= \frac{1}{2} (0,5 \text{ in} + 0,375 \text{ in})$$

$$= 0,4375 \text{ in}$$

- *Moment* diberikan (Pers.. 12.97, Brownell and Young, 1959)

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \\ &= 709,2853 \text{ lb} \times 0,4375 \text{ in} \\ &= 310,3123 \text{ lb-in} \end{aligned}$$

- Jumlah *moment* untuk kondisi beroperasi (M_o)

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= 63.747,1418 \text{ lb-in} + 1997,6318 \text{ lb-in} + 310,3123 \text{ lb-in} \\ &= 66.055,0859 \text{ lb-in} \end{aligned}$$

Karena $M_a > M_o$ ($127.726,5234 \text{ lb-in} > 66.055,0859 \text{ lb-in}$), sehingga *moment* kondisi kosong (M_a) yang berfungsi sebagai pengontrol (M_{\max}) sebesar $127.726,5234 \text{ lb-in}$

Perhitungan tebal *flange* (B & Y, 1959, pers. 12.85) :

$$t = \sqrt{\frac{Y M_{\max}}{f_a B}}$$

Keterangan :

t = Ketebalan *flange* (in)

A = Diameter luar *flange* (in)

B = Diameter dalam *flange* (in)

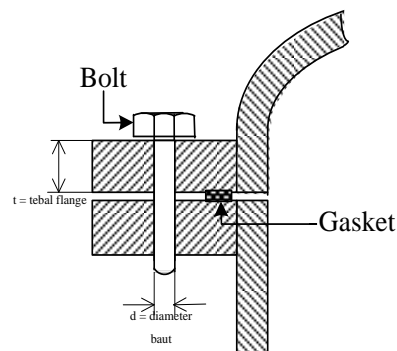
$$\begin{aligned} K &= \frac{A}{B} \\ &= \frac{95,5 \text{ in}}{90 \text{ in}} = 1,0611 \end{aligned}$$

Untuk $K = 1,0611$ maka diperoleh $Y = 32$ (Brownell and Young, 1959, fig. 12.22, hal. 238), sehingga :

$$t = \sqrt{\frac{32 \times 127.736,52 \text{ lb} \cdot \text{in}}{20.000 \text{ psia} \times 90 \text{ in}}}$$

$$= 1,5069 \text{ in}$$

Ketebalan *flange* yang digunakan $1 \frac{1}{2}$ in.



Gambar F.9. Detail untuk *flange* dan *bolt* pada *head* Reaktor

VIII. Desain Perpipaian dan *Nozzle*

Saluran dibuat dengan menggunakan bahan *stainless steel*. Diameter optimum *tube* untuk *stainless steel* dan alirannya turbulen ($N_{Re} > 2.100$) dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$di_{opt} = 226 \cdot G^{0,5} \cdot \rho^{-0,35} \quad (\text{Coulson, 1983})$$

Dimana :

di_{opt} = diameter optimum dalam *tube* (mm)

G = kecepatan aliran massa fluida (kg/s)

ρ = densitas fluida (kg/m^3)

• **Saluran masuk umpan padatan (aliran 5):**

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir massa (G)} &= 4651,4257 \text{ kg/jam} \\
 &= 1,2921 \text{ kg/s} \\
 \text{Densitas } (\rho_{\text{mix}}) &= 3131,4461 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Dari persamaan 5.14, hal. 161. Coulson, 1983} \\
 d_{\text{opt}} &= 226 \cdot G^{0,5} \cdot \rho^{-0,35} \\
 &= 226 \times 1,2921^{0,5} \times 3131,4461^{-0,35} \\
 &= 15,3549 \text{ mm} \\
 &= 0,6045 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Tabel 11 Kern, 1965) :

$$\begin{aligned}
 \text{NPS} &= \frac{3}{4} \text{ in} \\
 \text{Sch} &= 40 \\
 \text{ID} &= 0,824 \text{ in} \\
 &= 0,0209 \text{ m} \\
 \text{OD} &= 1,05 \text{ in} \\
 &= 0,0267 \text{ m} \\
 \text{A} &= 0,534 \text{ in}^2 \\
 &= 3,4451\text{E-}04 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Spesifikasi *nozzle* standar (Brownel and Young, 1959, App. F ,hal.349) :

$$\begin{aligned}
 \text{Size} &= \frac{3}{4} \text{ in} \\
 \text{OD of pipe} &= 1,313 \text{ in} \\
 \text{Flange Nozzle thickness (n)} &= \text{coupling} \\
 \text{Diameter of hole in reinforcing plate (D}_R\text{)} &= 1 \frac{7}{16} \text{ in} \\
 \text{Distance from Bottom of tank to center of nozzle :} \\
 \text{Regular, Type H} &= 4 \text{ in} \\
 \text{Low, Type G} &= 3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

• **Saluran masuk umpan air (aliran 7) :**

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa (G)} &= 15789,4737 \text{ kg/jam} \\ &= 4,3860 \text{ kg/s} \\ \text{Densitas } (\rho) &= 992,85 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Viskositas } (\mu) &= 1,0007 \text{ cp} \\ &= 0,0010 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

Dari persamaan 5.14, hal. 161. Coulson, 1983, dianggap aliran turbulen. sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} d_{i\text{opt}} &= 226 \cdot G^{0,5} \cdot \rho^{-0,35} \\ &= 226 \times 4,3860^{0,5} \times 992,85^{-0,35} \\ &= 42,2894 \text{ mm} \\ &= 1,6649 \text{ in.} \end{aligned}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Tabel 11 Kern, 1965) :

$$\begin{aligned} \text{NPS} &= 2 \text{ in,} &= 0,0508 \text{ m} \\ \text{ID} &= 2,067 \text{ in} &= 0,0525 \text{ m} \\ \text{OD} &= 2,38 \text{ in} &= 0,0605 \text{ m} \\ \text{Flow Area (A)} &= 3,35 \text{ in}^2 &= 0,0022 \text{ m}^2 \\ \text{sch} &= 40 \text{ in} \end{aligned}$$

Laju alir volumetrik (F_v) :

$$\begin{aligned} F_v &= \frac{G}{\rho_{\text{mix}}} \\ &= \frac{15789,4737 \text{ kg/jam}}{992,85 \text{ kg/m}^3} \\ &= 15,9032 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 4,4176\text{E-}03 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Kecepatan aliran, v :

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

$$= \frac{4,4176E - 03 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0022 \text{ m}^2}$$

$$= 2,0080 \text{ m/s}$$

Bilangan Reynold, N_{Re} :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu}$$

$$= \frac{992,85 \times 2,0080 \times 0,0525}{0,0010}$$

$$= 104.665,0719 \text{ (turbulen)}$$

Spesifikasi *nozzle* standar (Brownel and Young, 1959, App. F ,hal.349) :

Size = 2 in

OD of pipe = 2 ³/₈ in

Flange Nozzle thickness (n) = 0,218

Diameter of hole in reinforcing plate (D_R) = 2 ½ in

Distance, shell to flange face, outside (J) = 6

Distance, shell to flange face, inside (K) = 6

Distance from Bottom of tank to center of nozzle :

Regular, Type H = 7 in

Low, Type G = 3 ½ in

• **Saluran keluar produk (aliran 8) :**

Laju alir massa (G) = 20440,8994 kg/jam
= 5,6780 kg/s

Densitas (ρ_{mix}) = 1177,4366 kg/m³

Viskositas (μ_{mix}) = 0,4803 cP = 4,803E-4 kg/m.s

Dari persamaan 5.15, hal. 161. Coulson, 1983, dianggap aliran turbulen. sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}
 d_{i_{opt}} &= 226 \cdot G^{0.5} \cdot \rho^{-0.35} \\
 &= 226 \times 5,6780^{0.5} \times 1177,4366^{-0.35} \\
 &= 45,3292 \text{ mm} \\
 &= 1,7846 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Tabel 11 Kern, 1965) :

$$\begin{aligned}
 \text{NPS} &= 2 \text{ in}, & = 0,0508 \text{ m} \\
 \text{ID} &= 2,067 \text{ in} & = 0,0525 \text{ m} \\
 \text{OD} &= 2,38 \text{ in} & = 0,0605 \text{ m} \\
 \text{Flow Area (A)} &= 3,35 \text{ in}^2 & = 0,0022 \text{ m}^2 \\
 \text{sch} &= 40 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Laju alir volumetrik (F_v) :

$$\begin{aligned}
 F_v &= \frac{G}{\rho_{mix}} \\
 &= \frac{20440,8994 \text{ kg/jam}}{1177,4366 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 17,3605 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 4,8224\text{E-}03 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran, v :

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{F_v}{A} \\
 &= \frac{4,8224\text{E-}03 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0022 \text{ m}^2} \\
 &= 2,1920 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold, N_{Re} :

$$N_{Re} = \frac{\rho_{mix} \times v \times ID}{\mu_{mix}}$$

$$= \frac{1177,4366 \times 2,1920 \times 0,0525}{4,803E - 04}$$

$$= 282111,9845 \text{ (turbulen)}$$

Maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.

Spesifikasi *nozzle* standar (Brownel and Young, 1959, App. F ,hal.349) :

$$\text{Size} = 2 \text{ in}$$

$$\text{OD of pipe} = 2 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$\text{Flange Nozzle thickness (n)} = 0,218$$

$$\text{Diameter of hole in reinforcing plate (D}_R\text{)} = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Distance, shell to flange face, outside (J)} = 6$$

$$\text{Distance, shell to flange face, inside (K)} = 6$$

Distance from Bottom of tank to center of nozzle :

$$\text{Regular, Type H} = 7 \text{ in}$$

$$\text{Low, Type G} = 3 \frac{1}{2} \text{ in}$$

• **Saluran masuk air pendingin**

$$\text{Laju alir massa (G)} = 48417,1598 \text{ kg/jam}$$

$$= 13,4492 \text{ kg/s}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 992,85 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 1,0007 \text{ cp}$$

$$= 0,0010 \text{ kg/m.s}$$

Dari persamaan 5.14, hal. 161. Coulson, 1983, dianggap aliran turbulen. sehingga diperoleh :

$$d_{i_{opt}} = 226 \cdot G^{0,5} \cdot \rho^{-0,35}$$

$$= 226 \times 13,4492^{0,5} \times 992,85^{-0,3}$$

$$= 74,0538 \text{ mm}$$

$$= 2,9155 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa (Tabel 11 Kern, 1965) :

$$\begin{aligned} \text{NPS} &= 3 \text{ in} \\ \text{Sch} &= 40 \\ \text{ID} &= 3,068 \text{ in} \\ &= 0,0779 \text{ m} \\ \text{OD} &= 3,5 \text{ in} \\ &= 0,0889 \text{ m} \\ \text{A} &= 7,38 \text{ in}^2 \\ &= 4,7613\text{E-}03 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Laju alir volumetrik (F_v) :

$$\begin{aligned} F_v &= \frac{G}{\rho} \\ &= \frac{48.417,159 \text{ kg/jam}}{992,85 \text{ kg/m}^3} \\ &= 812,7639 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 2,2577\text{E-}01 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Kecepatan aliran, v :

$$\begin{aligned} v &= \frac{F_v}{A} \\ &= \frac{2,2577 \text{ E} - 01 \text{ m}^3/\text{s}}{4,7613 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2} \\ &= 47,4173 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold, N_{Re} :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\mu} \\ &= \frac{992,85 \times 47,4173 \times 0,0779}{0,0010} \\ &= 3.668.681,1374 \text{ (turbulen)} \end{aligned}$$

Maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.

Spesifikasi *nozzle* standar (Brownel and Young, 1959, App. F ,hal.349) :

<i>Size</i>	= 3 in
<i>OD of pipe</i>	= 3,5 in
<i>Flange Nozzle thickness (n)</i>	= 0,300
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (D_R)</i>	= 3 5/8 in
<i>Length of side of reinforcing plate (L)</i>	= 10
<i>Width of reinforcing plate (W)</i>	= 12 5/8
<i>Distance, shell to flange face, outside (J)</i>	= 6
<i>Distance, shell to flange face, inside (K)</i>	= 6
<i>Distance from Bottom of tank to center of nozzle :</i>	
<i>Regular, Type H</i>	= 8 in
<i>Low, Type G</i>	= 5 in

- **Saluran keluar air pendingin**

Dengan menggunakan perhitungan yang sama pada saluran air pendingin yang masuk diperoleh ukuran pipa dan *nozzle* standar sebagai berikut :

Dipilih spesifikasi pipa (Tabel 11 Kern, 1965) :

NPS	= 3 in
<i>Sch</i>	= 40
ID	= 3,068 in
	= 0,0779 m
OD	= 3,5 in
	= 0,0889 m
A	= 7,38 in ²
	= 4,7613E-03 m ²

Spesifikasi *nozzle* standar (Brownel and Young, 1959, App. F ,hal.349) :

<i>Size</i>	= 3 in
<i>OD of pipe</i>	= 3,5 in
<i>Flange Nozzle thickness (n)</i>	= 0,300
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (D_R)</i>	= 3 5/8 in
<i>Length of side of reinforcing plate (L)</i>	= 10
<i>Width of reinforcing plate (W)</i>	= 12 5/8
<i>Distance, shell to flange face, outside (J)</i>	= 6
<i>Distance, shell to flange face, inside (K)</i>	= 6
<i>Distance from Bottom of tank to center of nozzle :</i>	
<i>Regular, Type H</i>	= 8 in
<i>Low, Type G</i>	= 5 in

• **Nozzle pengaduk**

Diameter sumbu:

D	= 7 cm
	= 2,7559 in

Spesifikasi *nozzle* standar (Brownel and Young, 1959, App. F ,hal.349) :

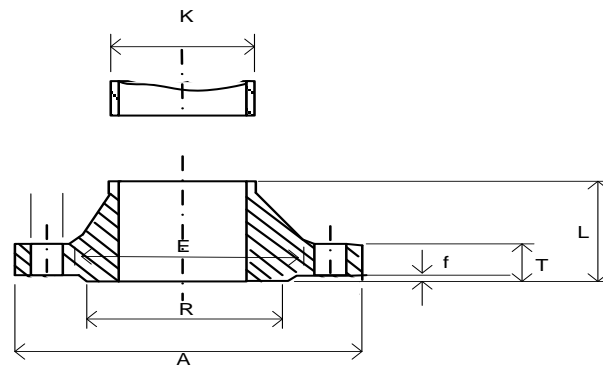
<i>Size</i>	= 3 in
<i>OD of pipe</i>	= 3,5 in
<i>Flange Nozzle thickness (n)</i>	= 0,300
<i>Diameter of hole in reinforcing plate (D_R)</i>	= 3 5/8 in
<i>Length of side of reinforcing plate (L)</i>	= 10
<i>Width of reinforcing plate (W)</i>	= 12 5/8
<i>Distance, shell to flange face, outside (J)</i>	= 6

Distance, shell to flange face, inside (K) = 6

Distance from Bottom of tank to center of nozzle :

Regular, Type H = 8 in

Low, Type G = 5 in



Gambar.F.10. Detail *nozzle*

Tabel F.8. Spesifikasi *nozzle* standar (Brownell, Fig 12.2)

Nozzle	Nom. Size	A	T	R	E	K	F	L
Aliran 5	3/4	3 7/8	1/2	1 11/16	1 1/2	1,05	1/16	2 1/16
Aliran 7	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	1/16	2,5
Aliran 8	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	1/16	2,5
Pengaduk	3	7,5	1 5/16	5	4,25	3,50	1/16	2,75
Pend in	3	7,5	1 5/16	5	4,25	3,50	1/16	2,75
Pend out	3	7,5	1 5/16	5	4,25	3,50	1/16	2,75

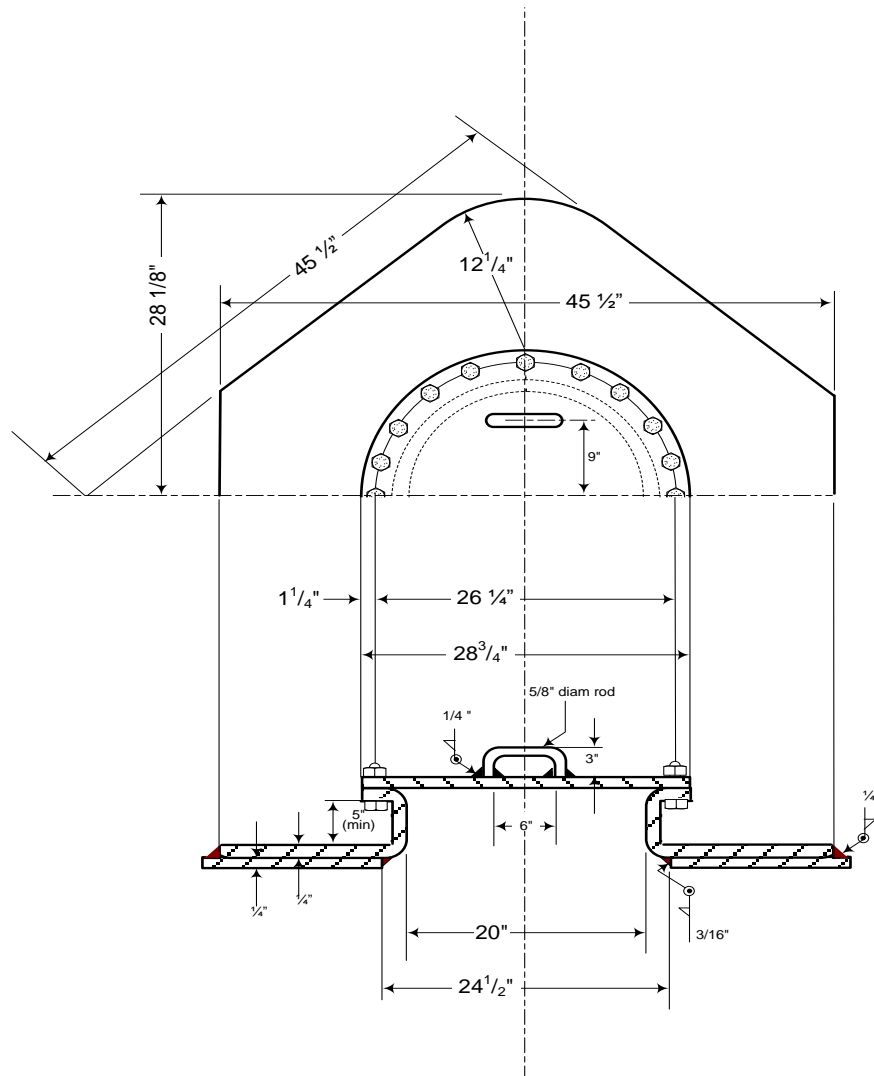
IX. Penentuan *Manhole*

Setiap *vessel* yang dalam operasinya melibatkan cairan ataupun yang di dalamnya terdapat alat lain seperti *impeller*, sebaiknya dilengkapi dengan *manhole*. *Manhole* sangat dibutuhkan dalam *vessel* tertutup untuk pemeriksaan, pembersihan kolom dan perbaikan. Direncanakan *manhole* di pasang pada kolom bagian atas reaktor dengan ukuran standar 20 in berdasarkan rekomendasi API Standard 12 C (Brownell and Young, Ap. F item 4), dengan spesifikasi :

Lampiran F. Tugas Khusus

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari batu Kapur Kapasitas 50.000 ton/tahun

Tebal <i>shell</i>	= 0,3125 in
Tebal <i>flange</i>	= 1 ½ in
Jumlah	= satu
Ukuran potongan :	
<i>Weld A</i>	= 7/8 in
<i>Weld B</i>	= 1,5 in
Panjang sisi	= 42,5 in
Lebar <i>reinforcement (W)</i>	= 49 in
Diameter <i>manhole, ID</i>	= 20 in
Maksimum diameter lubang,	
D_p	= 27 in
Diameter plat penutup	
<i>cover plate</i>	= 28,75 in
Diameter <i>bolt circle, D_B</i>	= 26,25 in



Gambar F.11. Manhole

X. Menentukan tebal isolasi

Bahan yang digunakan sebagai isolator adalah magnesia 85%.

Alasan menggunakan bahan ini yaitu memiliki konduktivitas termal yang kecil, sehingga efektif sebagai isolator.

Sifat fisik isolator (Geankoplis, 1993):

$$k = 0,071 \text{ W/m.K}$$

$$\epsilon = 0,6$$

$$\rho = 271 \text{ kg/m}^3$$

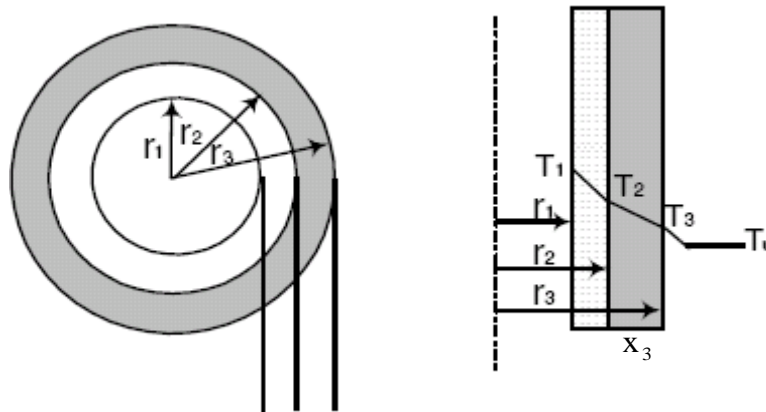
Bahan konstruksi *shell* reaktor adalah *Stainless Steel*, adapun sifat-sifat fisiknya adalah sebagai berikut (Perry,1984):

$$k = 25 \text{ Btu/jam.ft.}^{\circ}\text{F} \quad (43,2683 \text{ W/m.K}) \quad (\text{Walas, 1988, Tabel 8.20})$$

$$\varepsilon = 0,54$$

$$\rho = 489 \text{ lb/ft}^3$$

Perpindahan panas di dalam reaktor dapat dilihat pada Gambar F.10. berikut ini.



Gambar F.12. Sistem Isolasi Reaktor

Perpindahan panas melalui tiap lapisan tahanan dihitung dengan hukum Fourier dan $A = 2\pi rL$, diperoleh:

$$Q = \frac{2\pi L(T_1 - T_u)}{\frac{\text{Ln}\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} + \frac{\text{Ln}\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_2}} \quad (\text{Holman, 1997, pers.2-9})$$

Jika perpindahan panas disertai konveksi dan radiasi, maka persamaan di atas dapat dituliskan :

$$Q = \frac{2\pi L(T_1 - T_u)}{\frac{\text{Ln}\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} + \frac{\text{Ln}\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_2} + \frac{1}{(h_c + h_r)r_3}} \quad (\text{Holman, 1997, pers.2-12})$$

Jika diaplikasikan dalam perhitungan perancangan tangki maka diperoleh :

$$Q = \frac{2\pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} + \frac{\ln\left(\frac{r_2 + x_3}{r_2}\right)}{k_2} + \frac{1}{(h_c + h_r)(r_2 + x_3)}}$$

Keterangan :

x_3 = tebal isolasi (m)

r_1 = jari – jari dalam tangki (m)

r_2 = jari – jari luar tangki = r_1 + tebal tangki (m)

r_3 = jari – jari luar isolasi = r_2 + tebal isolasi (m)

T_1 = suhu permukaan *plate* tangki bagian dalam ($^{\circ}\text{C}$)

T_2 = suhu permukaan *plate* tangki bagian luar ($^{\circ}\text{C}$)

T_3 = suhu isolasi bagian luar ($^{\circ}\text{C}$)

T_u = suhu udara ($^{\circ}\text{C}$)

Perpindahan panas dari reaktor ke sekeliling melalui dinding reaktor dan isolator terjadi melalui beberapa langkah, yaitu :

- Perpindahan konveksi dari cairan pendingin dalam *shell* ke dinding *shell* dalam (Q_1)
- Perpindahan konduksi dari dinding *shell* dalam ke dinding *shell* luar (Q_1)
- Perpindahan konduksi dari dinding *shell* luar ke permukaan luar isolator (Q_2)
- Perpindahan konveksi dan radiasi dari permukaan luar isolator ke udara bebas (Q_3)

Asumsi yang digunakan untuk menghitung tebal isolasi reaktor adalah sebagai berikut :

- Keadaan *steady state*
- Perpindahan panas konveksi dari air pendingin dalam *shell* ke dinding *shell* dalam diabaikan
- Suhu dinding dalam reaktor (T_1) sama dengan suhu operasi reaktor, yaitu $70^{\circ}\text{C} = 343,15\text{ K}$
- Suhu udara luar, $T_u = 35^{\circ}\text{C} = 308,15\text{ K}$

Suhu isolasi bagian luar (T_3)

Untuk menghitung perpindahan panas dari luar ke dalam tangki harus dihitung terlebih dahulu suhu kesetimbangan radiasi pada permukaan dinding luar yang terkena sinar matahari dan suhu udara lingkungan di sekitar kolom.

Pada keadaan kesetimbangan radiasi, jumlah energi yang terabsorpsi dari matahari oleh suatu material sama dengan panjang gelombang radiasi yang bertukar dengan udara sekelilingnya (Holman, 9th ed., 2002). Suhu permukaan dinding luar dihitung dengan persamaan berikut:

$$\begin{aligned} \left(\frac{q}{A}\right)_{sun} \cdot \alpha_{sun} &= \alpha_{lowtemp} \cdot \sigma(T_3^4 - T_u^4) \\ 500 \times 0,18 &= 0,8 \times 5,676 \cdot 10^{-8} \cdot (T_3^4 - 308,15^4) \\ T_3 &= 323,8439 \text{ K} \end{aligned}$$

Keterangan (Tabel 8.3 Holman, 6th ed, 1979) :

$$\begin{aligned} \left(\frac{Q}{A}\right)_{sun} &= \text{fluks radiasi matahari} = 500 \text{ W/m}^2 \\ \alpha_{sun} &= \text{radiasi matahari} = 0,18 \\ \alpha_{low temp} &= \text{radiasi pada low temperatur} = 0,8 \\ \sigma &= \text{Konstanta Boltzman, } 5,676 \cdot 10^{-8} \\ T_3 &= \text{suhu dinding luar isolator} \end{aligned}$$

Panas yang hilang dari dinding isolasi ke udara (Q_3)

Koefisien perpindahan panas radiasi :

$$\begin{aligned} h_r &= \frac{\sigma \times \varepsilon \times (T_3^4 - T_u^4)}{(T_3 - T_u)} && \text{(Geankoplis, 1993)} \\ &= \frac{5,676 \times 10^{-8} \times 0,6 \left((323,8439)^4 - (308,15)^4 \right)}{(323,8439 - 308,15)} \\ &= 4,3010 \text{ W/m.K} \end{aligned}$$

Keterangan :

hr = Koefisien perpindahan panas secara radiasi ($W/m^2 \text{ } ^\circ K$)

σ = Konstanta Boltzman, $5,676.10^{-8}$

ε = Emisivitas bahan isolator

T_3 = Temperatur dinding isolator (K)

T_u = Temperatur udara ($^\circ K$)

Koefisien perpindahan panas konveksi :

$$\Delta T = T_3 - T_u$$

$$\Delta T = 323,8439 + 308,150$$

$$\Delta T = 15,6939 \text{ K}$$

$$T_f = \frac{1}{2} (T_3 + T_u)$$

$$= \frac{1}{2} (323,8439 + 308,150)$$

$$= 315,9969 \text{ K}$$

Sifat udara pada $T = 315,9957 \text{ K}$ (Geankoplis, Tabel.A3-3,1979) :

$$\rho_f = 1,1201 \text{ kg/m}^3$$

$$C_{p_f} = 1,0056 \text{ kJ/kg K}$$

$$\mu_f = 1,9234.10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

$$k_f = 0,0274 \text{ W/m K} (2,7404E-05 \text{ kJ/m.s.K})$$

$$\beta = 3,1646.10^{-3} \text{ 1/K}$$

$$L = 4,9559 \text{ ft} (1,5118 \text{ m})$$

Bilangan *Grasshoff* :

$$\begin{aligned} Gr &= \left(\frac{L^3 \times \rho_f^2 \times \beta \times g \times \Delta T}{\mu_f^2} \right) \\ &= \frac{(3,7976^3) \cdot (1,1201^2) \cdot (3,1646 \cdot 10^{-3}) \cdot (9,806) \cdot (323,8439 - 308,15)}{(1,9234 \cdot 10^{-5})^2} \\ &= 9,0463E+10 \end{aligned}$$

Bilangan *Prandtl* :

$$\begin{aligned} \text{Pr} &= \frac{C_{p_f} \times \mu_f}{k_f} \\ &= \frac{1,0056 \times 1,9234 \cdot 10^{-5}}{2,7404 \cdot 10^{-5}} \\ &= 0,7057 \end{aligned}$$

Bilangan *Rayleigh* :

$$\begin{aligned} N_{\text{Ra}} &= \text{Gr} \times \text{Pr} \\ &= 9,0463\text{E}+10 \times 0,7057 \\ &= 6,3844\text{E}+10 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 4.7-2, (Geankoplis, 1993), untuk silinder vertikal dan $N_{\text{Ra}} > 10^9$, maka koefisien perpindahan panas konveksi dirumuskan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} h_c &= 1,24(\Delta T)^{1/3} \\ &= 1,24(15,6939)^{1/3} \\ &= 3,1045 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_c + h_r &= 3,1045 + 4,3010 \\ &= 7,4056 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

Panas yang hilang dari dinding isolasi ke udara (Q_3) :

$$\begin{aligned} Q_3 &= (h_c + h_r) \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_u) \\ &= 7,4056 \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot 2,9485 (323,8439 - 308,15) \\ &= 2152,0478 r_3 \text{ J/s} \end{aligned}$$

Menghitung tebal isolasi reaktor (x_3)

Diketahui :

$$\begin{aligned} k_1 &= 43,2683 \text{ W/m} \cdot \text{K} \\ k_2 &= 0,071 \text{ W/m} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 r_1 &= \frac{ID_s}{2} \\
 &= 42,0004 \text{ in (1,0668 m)} \\
 r_2 &= \frac{OD_s}{2} \\
 &= 45 \text{ in (1,1430 m)} \\
 L &= 9,6734 \text{ ft (2,9485 m)}
 \end{aligned}$$

Pada kondisi *steady state* $Q_1 = Q_2 = Q_3 = Q_4$ dengan Q adalah panas yang ditransfer dari tiap lapisan. Perpindahan panas keseluruhan dari dinding bagian dalam reaktor hingga udara (Q) persamaannya adalah :

$$Q = \frac{2 \pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\text{Ln}\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} + \frac{\text{Ln}\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_2} + \frac{1}{(h_c + h_r)r_3}}$$

Dengan $Q_3 = Q$, maka :

$$2152,0478r_3 = \frac{2 \pi (2,9485) (343,15 - 308,15)}{\frac{\text{Ln}\left(\frac{1,1430}{1,0668}\right)}{43,2683} + \frac{\text{Ln}\left(\frac{r_3}{1,1430}\right)}{0,071} + \frac{1}{(7,4056)r_3}}$$

Maka dapat diperoleh nilai :

$$r_3 = 1,1546 \text{ m (3,7880 ft)}$$

Sehingga tebal isolasi reaktor (x_3) adalah :

$$\begin{aligned}
 x_3 &= r_3 - r_2 \\
 &= 1,1546 \text{ m} - 1,1430 \text{ m} \\
 &= 0,0116 \text{ m (0,4567 in)}
 \end{aligned}$$

Panas yang hilang dari permukaan isolasi ke udara :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} = Q_1 &= 2152,0478 r_3 \\
 &= 2152,0478 \times 1,1546 \\
 &= 2484,7544 \text{ J/s (8945,1158 kJ/jam)}
 \end{aligned}$$

Panas yang hilang dari head

Asumsi:

- Tebal isolasi *head* sama dengan tebal isolasi dinding.
- $(h_r + h_c)$ *head* sama dengan $(h_r + h_c)$ dinding silinder.
- Luas *head* sama dengan luas bagian atas silinder.

$$Q_3 = (h_c + h_r) \times A \times (T_3 - T_u)$$

Dimana :

$$\begin{aligned} A &= 0,842 (D_{\text{isolator}})^2 && \text{(Wallas, 1990)} \\ &= 0,842 (2 \cdot r_3)^2 \\ &= 0,842 (2 \times 1,1546)^2 \\ &= 4,4899 \text{ ft}^2 (0,4171 \text{ m}^2) \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} Q_3 &= 7,4056 \times 0,4171 \times 15,6939 \\ &= 48,4805 \text{ J/s} \end{aligned}$$

Panas total yang hilang ke lingkungan :

$$\begin{aligned} Q_{\text{total}} &= \text{panas hilang dari dinding} + (2 \times \text{panas hilang dari head}) \\ &= 2484,7544 \text{ J/s} + (2 \times 48,4805 \text{ J/s}) \\ &= 2581,7153 \text{ J/s} \\ &= 9294,1752 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

XI. Menghitung Penyangga Reaktor**Berat Shell**

$$\begin{aligned} ID_s &= 7 \text{ ft} \\ OD_s &= 7,5 \text{ ft} \\ H_s &= 7 \text{ ft} \\ \rho_{\text{steel}} &= 489 \text{ lb/ft}^3 && \text{(Foust, App. D-10, p. 742)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat shell} &= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot (OD_s^2 - ID_s^2) \cdot H_s \cdot \rho_{\text{steel}} \\ &= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot (7,5^2 - 7^2) \cdot 7 \cdot 489 \\ &= 19481,1488 \text{ lb} \end{aligned}$$

*Lampiran F. Tugas Khusus**Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari batu Kapur Kapasitas 50.000 ton/tahun*

Berat Head

$$\begin{aligned}
 OD_{\text{dish}} &= 90 \text{ in} \\
 sf &= 2 \text{ in} \\
 icr &= 5,5 \text{ in} \\
 t_h &= 0,25 \text{ in (0,0208 ft)} \\
 \rho_{\text{steel}} &= 489 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Foust, App. D-10, p. 742})
 \end{aligned}$$

Untuk $t_h < 1$ in perkiraan *blank diameter* (b_d) adalah :

$$\begin{aligned}
 b_d &= OD + \frac{OD}{42} + 2 \cdot S_f + 2/3 \cdot icr \quad (\text{B \& Y. Eq.5-12,p.88}) \\
 &= 90 + (90/42) + (2 \cdot 2) + (2/3 \cdot 5.5) \\
 &= 99,8095 \text{ in (8,3174 ft)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat dish} &= 2(1/4 \pi (b_d)^2 \times t_h \times \rho_{\text{steel}}) \\
 &= 2(1/4 \pi (8,3174)^2 \cdot 0,0208 \cdot 489) \\
 &= 1106,4932 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Berat coil

$$\begin{aligned}
 V_c &= 45,7975 \text{ ft}^3 \\
 \rho_{\text{steel}} &= 489 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Foust, App. D-10, p. 742}) \\
 \text{Berat koil} &= \text{volume koil} \times \rho_{\text{steel}} \\
 &= 45,7975 \times 489 \\
 &= 22.394,9878 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Berat opening

- Berat *manhole*

Manhole 20 in	= 428 lb _m	(Megyesy, pp. 413)
Berat tutup	= 29,22 lb _m	(Megyesy, pp. 384)
Berat <i>manhole</i>	= 457,22 lb	

- Berat *nozzles*

Nozzle aliran 9 :

$$\begin{aligned}
 \text{Ukuran Nozzle} &= 3/4 \text{ in} \\
 \text{Berat Nozzle} &= 2 \text{ lb} \quad (\text{fig.12.2. B \& Y, 1959})
 \end{aligned}$$

Nozzle aliran 13 :

Ukuran *Nozzle* = 2 in

Berat *Nozzle* = 6 lb (fig.12.2. B & Y, 1959)

Nozzle keluaran produk :

Ukuran *Nozzle* = 2 in

Berat *Nozzle* = 6 lb (fig.12.2. B & Y, 1959)

Nozzle pengaduk :

Ukuran *Nozzle* = 3 in

Berat *Nozzle* = 10 lb (fig.12.2. B & Y, 1959)

Nozzle pendingin masuk koil :

Ukuran *Nozzle* = 3 in

Berat *Nozzle* = 10 lb (fig.12.2. B & Y, 1959)

Nozzle pendingin keluar koil :

Ukuran *Nozzle* = 3 in

Berat *Nozzle* = 10 lb (fig.12.2. B & Y, 1959)

Berat nozzle total = 2 + 6 + 6 + 10 + 10 + 10
= 44 lb

- Berat total *opening*

Berat total *opening* = berat *manhole* + berat *nozzle*
= 457,22 + 44
= 501,2200 lb

Berat sistem pengaduk

- Berat *impeller*

Diketahui :

D_a = 2,5 ft

$$\begin{aligned}
 W &= 0,5 \text{ ft} \\
 t_a &= 6 \text{ in (0,5 ft)} \\
 \rho_{\text{steel}} &= 489 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \quad (\text{Foust, App. D-10, p. 742})
 \end{aligned}$$

Berat total *six blade* :

$$\begin{aligned}
 \text{Berat} &= 6[(D_a/2) \cdot W \cdot t_a \cdot \rho_{\text{steel}}] \\
 &= 6.[(2,5/2) \cdot 0,50 \times 0,5 \times 489] \\
 &= 916,8750 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

- Berat sumbu

Diketahui :

$$\begin{aligned}
 L &= 8,1734 \text{ ft} \\
 d &= 7 \text{ cm (0,2297 ft)} \\
 \rho_{\text{steel}} &= 489 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \quad (\text{Foust, App. D-10, p. 742})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat sumbu} &= \frac{1}{4} \pi d^2 L \rho \\
 &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 0,2297^2 \times 8,1734 \text{ ft} \times 489 \\
 &= 164,7479 \text{ lb}_m
 \end{aligned}$$

- Berat total

$$\begin{aligned}
 \text{Berat total} &= \text{berat } \textit{impeller} + \text{berat sumbu} \\
 &= 916,8750 + 164,7479 \\
 &= 1081,6229 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Berat baffle

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang } \textit{baffle}, H &= 4,3411 \text{ ft} \\
 \text{Lebar } \textit{baffle}, w &= 0,4200 \text{ ft} \\
 \text{Tebal } \textit{baffle}, W &= 0,5 \text{ ft} \\
 \text{Jumlah} &= 4 \text{ buah} \\
 \rho_{\text{steel}} &= 489 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \quad (\text{Foust, App. D-10, p. 742})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat total } \textit{baffle} &= \text{jumlah} \times \text{tebal} \times \text{lebar} \times \text{tinggi} \times \rho_{\text{steel}} \\
 &= 4 \times 0,5 \times 0,42 \times 4,3411 \times 489
 \end{aligned}$$

$$= 1.784,3855 \text{ lb}$$

Berat fluida dalam reaktor

- Berat bahan baku

$$\text{Laju alir massa} = 20440,8994 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 26 \text{ menit (0,43 jam)}$$

$$\text{Berat bahan baku} = \text{laju alir massa} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 20440,8994 \times 0,43$$

$$= 8778,3882 \text{ kg}$$

$$= 19353,1342 \text{ lb}$$

- Berat air pendingin

$$\text{Volume koil, } V_c = 45,7975 \text{ ft}^3$$

$$\rho_{\text{air pendingin}} = 61,9815 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Berat air pendingin} = V_c \times \rho_{\text{air pendingin}}$$

$$= 45,7975 \times 61,9815$$

$$= 2838,5959 \text{ lb}$$

- Berat total fluida

$$\text{Berat total fluida} = \text{Berat bahan baku} + \text{Berat air pendingin}$$

$$= 19353,1342 \text{ lb} + 2838,5959 \text{ lb}$$

$$= 22.191,7301 \text{ lb}$$

Berat reaktor

$$\begin{aligned} \text{Berat mati reaktor} &= \text{berat } shell + \text{berat } head + \text{berat } coil + \text{berat } opening + \\ &\quad \text{berat pengaduk} + \text{berat } baffle + \text{berat fluida dalam reaktor} \end{aligned}$$

$$= 68.541,5882 \text{ lb}$$

Desain sistem penyangga

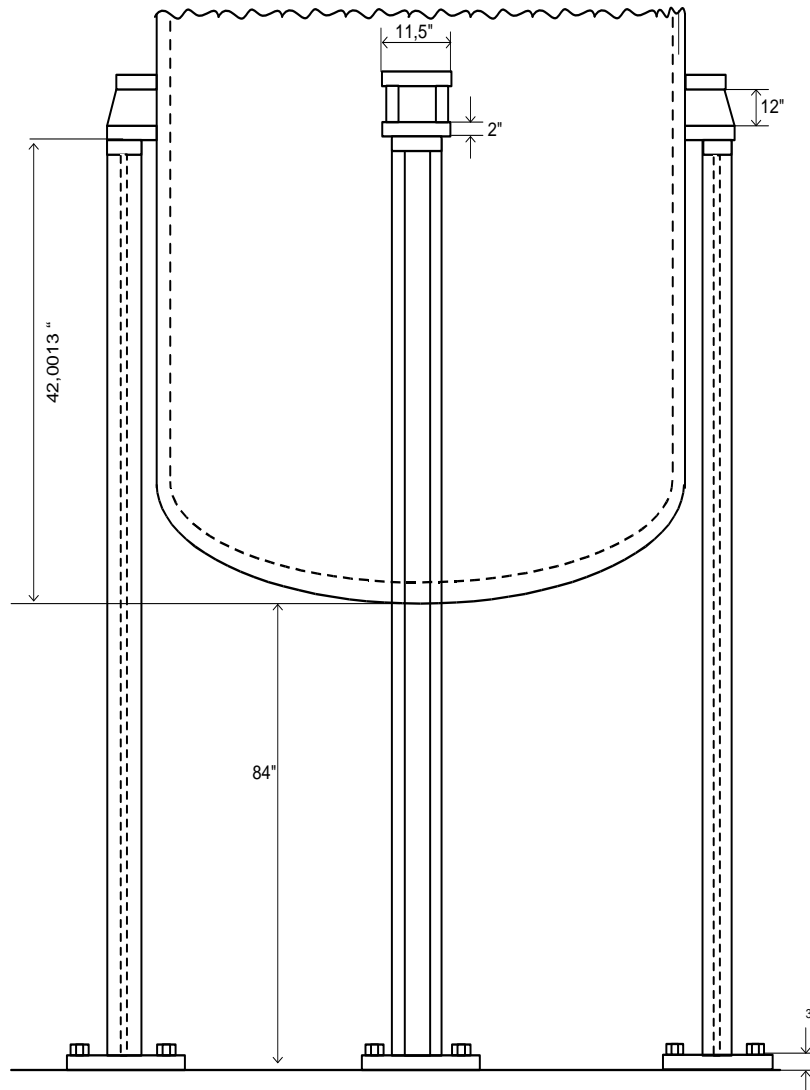
$$\text{Berat untuk perancangan} = 1,2 \times \text{berat mati reaktor}$$

$$= 1,2 \times 68.541,5882 \text{ lb}$$

$$= 82.249,9059 \text{ lb}$$

Reaktor disangga dengan 4 kaki.

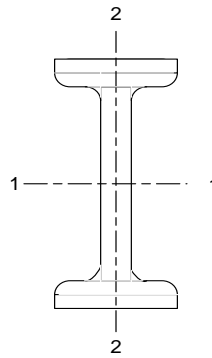
Kaki penyangga dilas ditengah – tengah ketinggian (50 % dari tinggi total reaktor).



Gambar F.13. Sketsa sistem penyangga reaktor

- *Leg Planning*

Digunakan kaki (leg) tipe I-beam dengan pondasi dari cor atau beton.



Gambar F.14. Kaki penyangga tipe I beam

Karena kaki dilas pada pertengahan ketinggian reaktor, maka ketinggian kaki:

$$\begin{aligned}
 H_{\text{leg}} &= \frac{1}{2} H + L \\
 &= (\frac{1}{2} \cdot 7) + 7 \\
 &= 10,5 \text{ ft} \\
 &= 126,0013 \text{ in}
 \end{aligned}$$

keterangan :

H : tinggi reaktor (7 ft)

L : jarak antara bottom reaktor ke pondasi (digunakan 7 ft)

Dipilih digunakan I-beam 18 in (B & Y, App. G, item 2)

dimensi I-beam :

$$\begin{aligned}
 \text{kedalaman beam} &= 18 \text{ in} \\
 \text{Lebar flange} &= 6,251 \text{ in} \\
 \text{Web thickness} &= 0,711 \text{ in} \\
 \text{Ketebalan rata-rata flange} &= 0,691 \text{ in} \\
 \text{Area of section (A)} &= 20,46 \text{ in}^2 \\
 \text{Berat/ft} &= 70 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Peletakan dengan beban eksentrik (axis 1-1) :

$$\begin{aligned}
 I &= 917,5 \text{ in}^4 \\
 S &= 101,9 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

$$r = 6,7 \text{ in}$$

Peletakan tanpa beban eksentrik (axis 2-2) :

$$I = 24,5 \text{ in}^4$$

$$S = 7,8 \text{ in}^3$$

$$r = 1,09 \text{ in}$$

Cek terhadap peletakan sumbu *axis* 1-1 maupun *axis* 2-2 .

Axis 1-1

$$l/r = 18,8062 \text{ (} l/r < 120, \text{ memenuhi)} \quad (\text{B \& Y, 1959, p.201})$$

Stress kompresif yang diizinkan (f_c):

$$\begin{aligned} f_c &= \frac{18.000}{1 + \left(\frac{l^2}{18.000 \times r^2} \right)} \quad (\text{Pers. 4.21, brownell and Young, 1959}) \\ &= \frac{18.000}{1 + \left(\frac{104,1713^2}{18.000 \times 6,7^2} \right)} \\ &= 17653,1435 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

$$f_c < 18.7500 \text{ psi , sehingga memenuhi} \quad (\text{Brownell and Young, p.201})$$

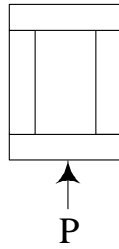
Jarak antara *center line* kolom penyangga dengan *center line* shell (a) :

$$\begin{aligned} a &= \frac{1}{2} \times \text{lebar flange} + 1,5 \\ &= \frac{1}{2} \times 6,251 + 1,5 \\ &= 4,6255 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y &= \frac{1}{2} \times \text{lebar flange} \\ &= \frac{1}{2} \times 6,251 \\ &= 3,1255 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Z &= I/y \\ &= 917,5/3,1255 \\ &= 293,5530 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

Beban kompresi total maksimum tiap *leg* (P) :



Gambar F.15. Sketsa beban tiap *lug*

$$P = \frac{4 P_w (H-L)}{n D_{bc}} + \frac{\Sigma W}{n} \quad (\text{Pers. 10.76, B \& Y, 1959})$$

Umumnya *vessel* dengan penyangga *lug* atau *lug supported* memiliki ketinggian yang lebih rendah dibandingkan *skirt supported vessel*, sehingga *wind load* sangat minor pengaruhnya. *Wind load* cenderung mempengaruhi *vessel* jika *vessel* dalam keadaan kosong. Berat *vessel* dalam keadaan terisi oleh cairan cenderung stabil (Hal.197, Brownell & Young, 1959).

$$\begin{aligned} P &= \frac{\Sigma W}{n} \\ &= 82.249,9059 \text{ lb/4} \\ &= 20.562,4765 \text{ lb} \end{aligned}$$

Keterangan :

- P_w = beban angin total pada permukaan yang terbuka, lb_m
- H = tinggi reaktor di atas pondasi, ft
- L = jarak dari fondasi ke bagian bawah reaktor, ft
- D_{bc} = diameter *anchor-bolt circle*, ft
- n = jumlah penyangga, n
- ΣW = berat reaktor kosong + berat liquid dan beban mati lainnya, lb_m

Menghitung beban *eksentrik* :

$$\begin{aligned}
 f_{ec} &= \frac{P \cdot a}{Z} && \text{(Pers. 10.98, B \& Y, 1959)} \\
 &= \frac{20.562,476 \text{ 5} \times 4,6255}{293,5530} \\
 &= 324,0019 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f &= f_c - f_{ec} \\
 &= 17.329,1416 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

Luas penampang lintang :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{P}{f} && \text{(Pers. 10.98, Brownell and Young, 1959)} \\
 &= 20.562,4765 / 17.329,1416 \\
 &= 1,1866 \text{ in}^2 < A \text{ tabel } (20,46 \text{ in}^2), \text{ sehingga memenuhi.}
 \end{aligned}$$

Axis 2-2

$$\begin{aligned}
 l/r &= 126,0013 \text{ in} / 1,09 \text{ in} \\
 &= 115,5975 \text{ (} l/r > 120, \text{ memenuhi) } && \text{(B \& Y, 1959, p.201)}
 \end{aligned}$$

- *Lug Planning*

$$P = 20.562,4765 \text{ lb}$$

Masing-masing penyangga memiliki 6 baut (*bolt*)

Beban maksimum tiap baut:

$$\begin{aligned}
 P_{\text{bolt}} &= \frac{P}{n_b} \\
 &= \frac{20.562,476 \text{ 5}}{6} \\
 &= 3.427,0794 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Luas lubang baut :

$$A_{\text{bolt}} = \frac{P_{\text{bolt}}}{f_{\text{bolt}}} \quad \text{(Pers.10.35, B \& Y, 1959)}$$

$$= \frac{3.427,0794}{18.750}$$

$$= 0,1828 \text{ in}^2$$

Keterangan :

$$f_{\text{bolt}} = \text{stress maksimum yang dapat ditahan oleh setiap baut}$$

$$= 18.750 \text{ psi}$$

Digunakan baut standar dengan diameter = 1/2 in (Tabel 10.4,B & Y, 1959)

Ketebalan plat horizontal :

$$t_{\text{hp}} = \sqrt{\frac{6 M_y}{f_{\text{allow}}}} \quad (\text{Pers.10.41, B \& Y, 1959:193})$$

$$M_y = \frac{P_{\text{bolt}}}{4\pi} \left[(1 + \mu) \ln \frac{2l}{\pi e} + (1 - \gamma_1) \right] \quad (\text{Pers.10.40, B \& Y, 1959:192})$$

dengan :

t_{hp} = tebal *horizontal plate*, in

M_y = bending momen maksimum sepanjang sumbu radial, in-lb

P = beban baut maksimum, lb

A = panjang kompresi *plate* digunakan,
= ukuran baut + 9 in = 1/2 in + 9 in = 9 1/2 in

h = tinggi *gusset*
= 12 in (Brownell and Young, 1959, p.192)

b = lebar *gusset*, in
= ukuran baut + 8 in = 1/2 in + 8 in = 8,5 in

l = jarak radial dari luar horizontal plate luar ke *shell*, in
= 6 in

μ = poisson'ratio (untuk *steel*, $\mu = 0,3$) (Brownell and Young, 1959)

f_{allow} = *stress* yang diizinkan
= 18.750 psi

γ_1 = konstanta dari tabel 10.6 Brownell and Young, 1959

$$\begin{aligned}
 e &= \text{jarak konsentrasi beban} \\
 &= \text{setengah dari dimensi nut, in} \\
 &= \frac{1}{2} \times \frac{7}{8} \text{ in} = 0,4375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Ketebalan plat kompresi:

$$\begin{aligned}
 \frac{b}{l} &= 8,5 \text{ in}/6 \text{ in} \\
 &= 1,4167 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 10.6, Brownell and Young, 1959, diperoleh γ_1

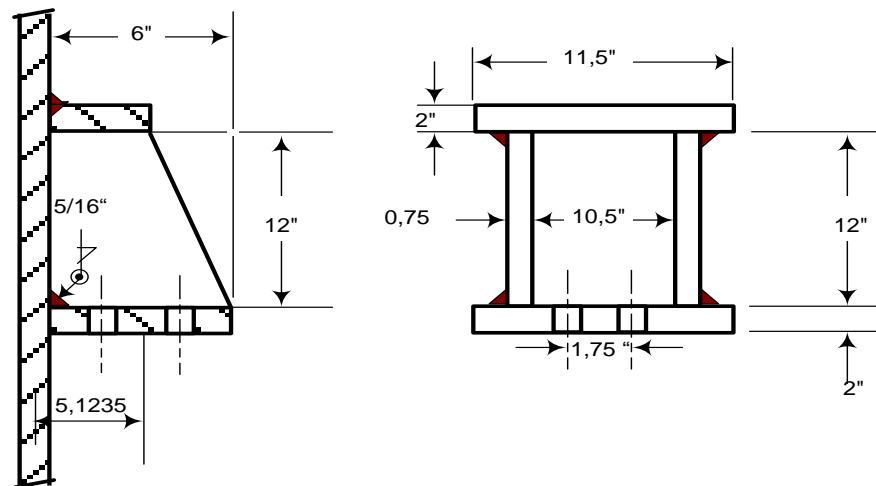
$$\gamma_1 = 0,211$$

$$\begin{aligned}
 M_y &= \frac{3427,0297}{4\pi} \left[(1 + 0,3) \ln \frac{2 \times 6}{\pi \times 0,4375} + (1 - 0,211) \right] \\
 &= 986,0324 \text{ lb-in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{hp} &= \sqrt{\frac{6 \times 986,0324}{18.750}} \\
 &= 0,5617 \text{ in (digunakan plat standar } \frac{3}{4} \text{ in} = 0,75 \text{ in)}
 \end{aligned}$$

Ketebalan *gusset*

$$\begin{aligned}
 t_g &= \frac{3}{8} \times t_{hp} && \text{(Pers.10.47, B \& Y, 1959)} \\
 &= \frac{3}{8} \times 0,75 \\
 &= 0,2813 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Gambar F.16. Detail *Lug*

- *Base Plate Planning*

Digunakan I- beam dengan ukuran 18 in dan 70 lb/ft

Panjang kaki (H_{leg}) = 10,5 ft

Sehingga berat satu *leg* = 10,5 ft x 70 lb/ft

= 735 lb

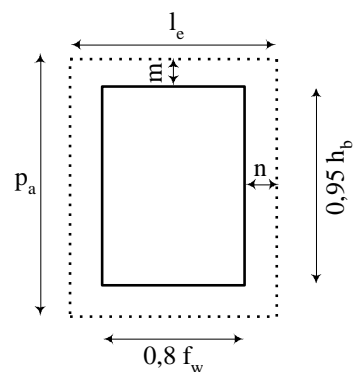
Beban *base plate*

P_b = berat 1 leg + P

= 735 lb + 20.562,4765 lb

= 21.297,4765 lb

Base plate area :

Gambar F.17. Sketsa area *base plate*

Lampiran F. Tugas Khusus

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari batu Kapur Kapasitas 50.000 ton/tahun

$$\begin{aligned}
 A_{bp} &= \frac{P_b}{f} \\
 &= \frac{20,562,476.5}{545} \\
 &= 39,0779 \text{ in}^2 \quad (= A_{bp} \text{ min})
 \end{aligned}$$

Dengan:

P_b = base plate loading

f = kapasitas bearing (untuk cor, $f = 545$ psi)

Untuk posisi leg 1-1

$$\begin{aligned}
 A_{bp} &= \text{lebar } (l_e) \times \text{panjang } (p_a) \\
 &= (0,8 f_w + 2n)(0,95 h_b + 2m)
 \end{aligned}$$

dengan :

f_w = lebar flange (6,251 in)

h_b = kedalaman beam (18 in)

$m = n$ (diasumsikan awal)

$$\begin{aligned}
 A_{bp} &= (0,8 \times 6,251 + 2n)(0,95 \times 18 + 2n) \\
 39,0779 \text{ in}^2 &= (0,8 \times 6,251 + 2n)(0,95 \times 18 + 2n) \\
 \text{Didapat nilai } n &= 0,1342 \text{ in}
 \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned}
 l_e &= (0,8 \times 6,251) + (2 \times 0,1342) \\
 &= 5,2692 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 p_a &= (0,95 \times 4) + (2 \times 7,408) \\
 &= 37,6158 \text{ in}
 \end{aligned}$$

umumnya dibuat $p_a = l_e$, maka dibuat $p_a = l_e = 37,6158$ in

$$\begin{aligned}
 A_{bp,baru} &= l_e \times p_a \\
 &= 37,6158 \times 37,6158 \\
 &= 1414,9506 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 n_{\text{baru}} &= \frac{(1_e - 0,8 \cdot f_w)}{2} \\
 &= \frac{37,6158 - (0,8 \times 7,247)}{2} \\
 &= 15,9091 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m_{\text{baru}} &= \frac{p_a - (0,95 \cdot h_b)}{2} \\
 &= \frac{37,6158 - (0,95 \times 24)}{2} \\
 &= 7,408 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tekanan aktual, P_a :

$$\begin{aligned}
 P_a &= \frac{P}{A_{\text{bp,baru}}} \\
 &= \frac{422588,285}{1414,9506} \\
 &= 298,6594 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tebal *base plate*:

$$\begin{aligned}
 t_{\text{bp}} &= (0,00015 \times P_a \times n^2)^{1/2} \\
 &= (0,00015 \times 298,6594 \times 7,408^2)^{1/2} \\
 &= 3,1714 \text{ in (digunakan plat standar 3 in)}
 \end{aligned}$$

XII. Perancangan Pondasi

Perancangan pondasi dengan sistem konstruksi beton terdiri dari campuran semen : kerikil : pasir, dengan perbandingan 1 : 2 : 3. Direncanakan pondasi berbentuk limas terpancung. Dianggap hanya gaya vertikal dari berat kolom yang bekerja pada pondasi.

Berat vesel, termasuk perlengkapannya yang diterima oleh :

$$I\text{-Beam pada kondisi operasi} = 1685061,2867 \text{ lb}_m$$

$$\text{Berat } I\text{-Beam yang diterima oleh } \textit{base plate} = 422588,2857 \text{ lb}_m$$

$$\text{Jadi berat total yang diterima oleh pondasi} = 2107649,5724 \text{ lb}_m$$

Lampiran F. Tugas Khusus
Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari batu Kapur Kapasitas
50.000 ton/tahun

Digunakan tanah dengan ukuran :

$$\text{Luas bagian atas (a)} = 60025 \text{ in}^2 (245 \text{ in} \times 245 \text{ in})$$

$$\begin{aligned} \text{Luas bagian bawah (b)} &= 62500 \text{ in}^2 (250 \text{ in} \times 250 \text{ in}) \\ &= 434,0278 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi pondasi} = 30 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume pondasi} &= 1/3 \times \text{tinggi pondasi} \times ((a+b) + (axb)^{1/2}) \\ &= 1837750 \text{ in}^2 \\ &= 1063,5127 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat pondasi (W)} &= V \times \text{densitas beton} \\ &= 1063,5127 \text{ ft}^3 \times 140 \text{ lb/ft} \\ &= 148891,7824 \text{ lb}_m \end{aligned}$$

Jadi berat total yang diterima tanah adalah

$$\begin{aligned} W_{\text{tot}} &= \text{Berat total yang diterima pondasi} + \text{berat pondasi} \\ &= 2107649,5724 \text{ lb}_m + 148891,7824 \text{ lb}_m \\ &= 2256541,3548 \text{ lb}_m \end{aligned}$$

$$\text{Tegangan tanah karena beban (T)} = P/F < 10 \text{ ton/ft}^2$$

Keterangan :

P = Beban yang diterima tanah (lb)

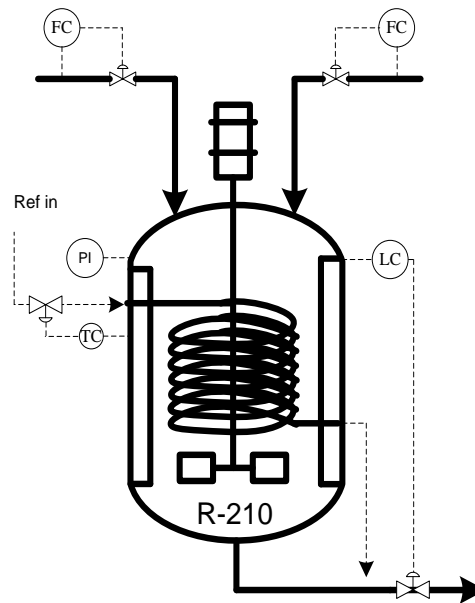
F = Luas alas (ft²)

Jadi tegangan karena beban (Γ) :

$$\begin{aligned} \Gamma &= \frac{W_{\text{tot}}}{b} \\ &= \frac{2256541,35 \text{ 48}}{434,0278} \\ &= 5199,0713 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 2,3210 \text{ ton/ft}^2 < 10 \text{ ton/ft}^2 \end{aligned}$$

Pondasi dapat dipasang pada tanah *clay*, sebab tegangan tanah karena beban kurang dari *safe bearing* maksimal pada tanah *clay*.

XIII. Sistem Pengendalian Reaktor



Gambar F.18. Sistem pengendalian reaktor

Tabel F.9. Sistem Pengendalian Reaktor

Simbol	Keterangan
FC	Flow Control
LC	Level Control
TC	Temperatur Control
PI	Pressure Indicator
Ref in	Refrigerant masuk

Tujuan pengendalian adalah agar reaktor bekerja pada kondisi yang diharapkan. Unit Proses ini bekerja secara kontinyu. Instrumen pengendali yang digunakan yaitu:

Flow Controller (FC)

Dengan alat berupa venturimeter, mengatur laju umpan masuk sehingga selalu sesuai dengan komposisi yang diinginkan. FC yang digunakan merupakan pengendali tipe *feedforward* jenis PI.

Temperatur Controller (TC)

Dengan alat ukur berupa *radiation pyrometer*, yang menunjukkan temperatur reaktor dan mengatur laju alir air pendingin. TC yang digunakan merupakan pengendali tipe *feedback* jenis PID.

Level Controller (LC)

yang bertujuan untuk menjaga ketinggian cairan dalam reaktor agar tidak meluap dengan mengatur *valve* keluaran reaktor. LC yang digunakan merupakan tipe *feedback* jenis P.

Pressure Controller (PC)

yang menjaga tekanan dalam reaktor agar tetap aman. Tekanan dalam reaktor yang bereaksi pada fase cair tidak akan mengalami perubahan yang sensitive. Oleh karena itu, tekanan reaktor akan berada pada kondisi konstan. Besarnya nilai tekanan pada reaktor dapat dipantau dengan memasang alat ukur tekanan. (Coulson, 1983).