

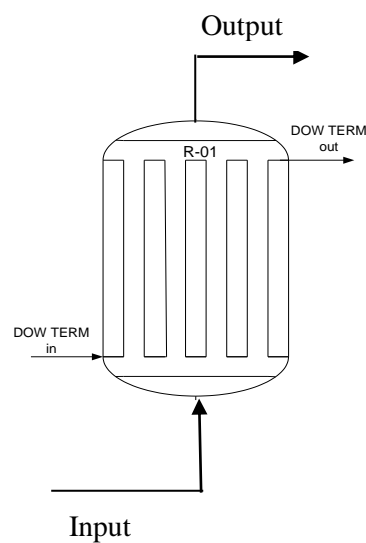
LAMPIRAN

REAKTOR

Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*
Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara metanol dan oksigen menjadi formaldehid
Kondisi Operasi : Suhu = 240 °C
Tekanan = 1,4 atm
Reaksi = Eksotermis

Tujuan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung pressure drop
3. Menghitung berat katalis
4. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor
5. Menentukan dimensi reaktor



Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



1. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor fixed bed multitube dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- b. umur katalis panjang 12-15 bulan
- c. reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- d. tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- e. pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe shell and tube

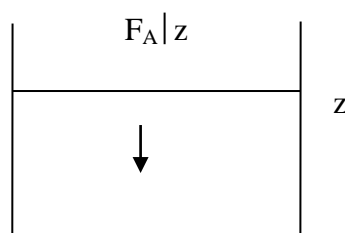
(Hill, hal 425-431)

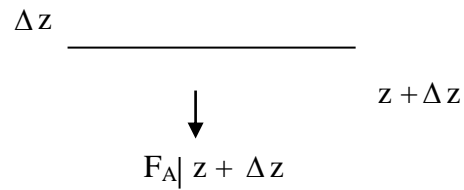
2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

- a. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal ΔZ dengan konversi X. Neraca massa CH_3OH pada elemen volume :

Input – Output – Yang bereaksi = 0





Input - Output - Yang Bereaksi = 0

$$F_A|_z - (F_A|_{z+\Delta z} + (-r_A) \Delta v) = 0$$

$$\Delta v = \frac{\pi D_i^2}{4} \varepsilon \Delta z$$

Δv = volume gas diantara katalis pada elemen volum

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - (-r_A) \pi/4 D_i^2 \varepsilon \cdot \Delta z = 0$$

$$\frac{F_A|_{z+\Delta z} - F_A|_z}{\Delta z} = (-r_A) \pi/4 D_i^2 \varepsilon$$

$$\frac{-F_A}{\Delta z} = \frac{-r_A \pi D_i^2}{4} \varepsilon$$

Dimana $F_A = -F_{A0} (1 - X_A)$

$$\Delta F_A = -F_{A0} \cdot \Delta X_A$$

$$F_{A0} \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta z} = \frac{-(r_A) \pi D_i^2}{4} \varepsilon$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta z} = \frac{-(r_A) \pi D_i^2}{4 F_{A0}} \varepsilon$$

Lim $\Delta z \rightarrow 0$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A) \pi D_i^2 \varepsilon}{4 F_{A0}}$$

dimana : $\frac{dX_A}{dz}$ = perubahan konversi persatuan panjang

ε = porositas

$(-r_A)$ = kecepatan reaksi = $k C_A \cdot C_B$

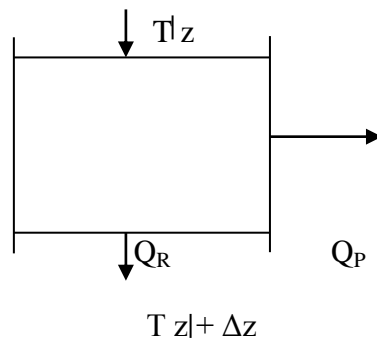
Z = tebal tumpukan katalisator

D_i = diameter dalam pipa

Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas

Input	Massa, Kg/Jam	Output	Massa, Kg/Jam
Metanol	2913,9884	Metanol	29,1399
Oksigen	1510,3136	Oksigen	14,5699
Air	4,3775	Air	1654,2082
Nitrogen	5681,6560	Nitrogen	5681,6560
		Formaldehide	2704,5455
		Karbonmonoksida	23,7279
		Asam Formiat	2,4882

b. Neraca panas elemen volume



Q_R = panas reaksi

Q_P = panas yang dibuang, ada pendinginan

$$\text{Input} - \text{Output} = \text{Acc}$$

$$\Sigma m.C_p (T|_z - T_o) - [(\Sigma m.C_p) (T|_{z+\Delta z} - T_o) + Q_R + Q_P]$$

$$\Sigma m.C_p (T|_z - T|_{z+\Delta z}) = Q_R + Q_P$$

$$(\Sigma m.C_p) (-\Delta T) = Q_R + Q_P$$

$$Q_R = \Delta H_R F_{Ao} \Delta X_A$$

$$Q_P = UA (T - T_s)$$

$$A = \pi D_o \Delta Z$$

$$Q_P = U \pi D_o \Delta Z (T - T_s)$$

$$\frac{(\Sigma m.C_p) (-\Delta T) = \Delta H_R \cdot F_{Ao} \cdot \Delta X_A + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)}{\Delta Z}$$

: ΔZ

$$(\Sigma m.C_p) \left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_R \cdot F_{Ao} \cdot \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

$$\left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \frac{\Delta H_R \cdot F_{Ao} \cdot \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)}{(\Sigma m.C_p)}$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta H_R \cdot F_{Ao} \cdot \left(\frac{dX_A}{dZ} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)}{(\Sigma m.C_p)}$$

Dimana:

$$\frac{dT}{dZ} = \text{Perubahan Suhu persatuan panjang katalis}$$

$$\Delta H_R = \text{Panas Reaksi}$$

$$U = \text{Overall heat transfer coefficient}$$

$$D_o = \text{Diameter luar}$$

$$T = \text{Suhu gas}$$

$$T_s = \text{Suhu penelitian}$$

$$T_s = \text{Kapasitas panas}$$

c. Neraca panas untuk pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A yang stabil pada suhu 93,3 – 540 °C

Komposisi Dowtherm A : - 73,5 % Diphenyl Oxide
- 26,5 % Diphenyl

Sifat-sifat fisis Dowtherm A (T dalam K) dari Hydrocarbon Processing.

$$C_p = 0,11152 + 3,402 \cdot 10^{-4} T, \text{ cal/g.K}$$

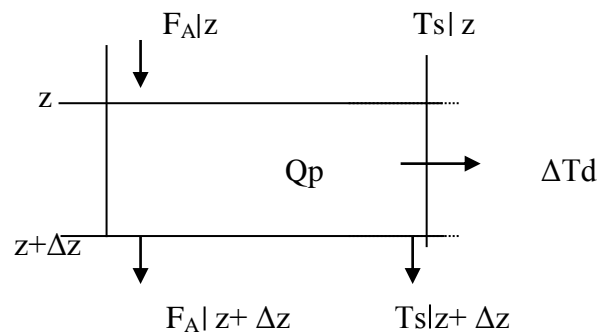
$$\rho = 1,4 - 1,0368 \cdot 10^{-3} T, \text{ gr/cm}^3$$

$$\mu = 35,5808 - 0,04212 T, \text{ gr/cm.Jam}$$

$$k = 0,84335 - 5,8076 \cdot 10^{-4} T, \text{ cal/J.Cm.K}$$

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volum



$$m_p \cdot C_{pp} (T_s|_z - T_o) + Q_p - m_p C_{pp} (T_s|_{z+\Delta z} - T_o) = 0$$

$$m_p \cdot C_{pp} (T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = - Q_p$$

$$(Ts|_z - Ts|_{z+\Delta z}) = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - Ts)}{(m \cdot Cp) p}$$

$$(Ts|_z - Ts|_{z+\Delta z}) / \Delta z = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - Ts)}{(m \cdot Cp) p}$$

$$- (Ts|_{z+\Delta z} - Ts|_z) / \Delta z = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - Ts)}{(m \cdot Cp) p}$$

$$\frac{\Delta Ts}{\Delta Z} = \frac{U \cdot \pi \cdot D_o (T - Ts)}{(m \cdot Cp) p}$$

$\lim \Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{U \cdot \pi \cdot D_o (T - T_s)}{(m \cdot Cp) p}$$

d. Penurunan tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (Fixed bed) digunakan rumus 11.6 (chapter 11 hal 492 “ Chemical Reactor Design For Process Plants”.

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{G}{\rho g D_p} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

Dimana :

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm^3

ρ = Densitas gas, gr/cm^3

D_p = Densitas pertikel katalisator, cm

G = Gaya Gravitasi, cm/det^2

ε = Porosity tumpukan katalisator

μ = Viskositas gas, gr/cm jam

3. Data – data sifat fisis bahan

a. Menentukan umpan Y_i masuk

Komponen	BMi	Massa	Mol	y_i
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	
CH ₃ OH	32	2913,9884	91,0621	0,2409
O ₂	18	1510,3136	83,9063	0,2220
H ₂ O	32	4,3775	0,1368	0,0004
N ₂	28	5681,6560	202,9163	0,5368
Total		10110,3356	378,0215	1,0000

b. Menentukan volume gas reaktor

$$PV = nRT$$

$$n = 27,0266 \text{ kmol/jam} = 7,5074 \text{ mol/dtk}$$

$$R = 82,05 \text{ atm.cm}^3/\text{mol.}^\circ\text{K}$$

$$P = 1,4 \text{ atm}$$

$$V = \frac{nRT}{P} = 3.153.202,8817 \text{ cm/dtk}$$

c. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{RT} = \frac{(1,4 \text{ atm}) \left(29,7454 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} \right)}{\left(82,05 \text{ atm.} \frac{\text{cm}^3}{\text{mol. K}} \right) (513\text{K})(1)} = 0,0008907 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

d. Menentukan viskositan umpan

$$\mu_{gas} = A + BT + CT^2$$

Komponen	A	B	C
CH3OH	-14,236	3,8930E-01	-6,2762E-05
O2	44,224	5,6200E-01	-1,1300E-04
H2O	-36,826	4,2900E-01	-1,6200E-05
N2	42,606	4,7500E-01	-9,8800E-05

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Komponen	yi	η gas mikropoise	μ_{gas}	μ_{gas}	μ_{gas}
			(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam
CH3OH	0,2409	1,6896E+02	0,000017	0,060825	0,000015
O2	0,2220	3,0279E+02	0,000030	0,109005	0,000026
H2O	0,0004	1,7899E+02	0,000018	0,064436	0,000016
N2	0,5368	2,6028E+02	0,000026	0,0937008	0,000023
TOTAL	1,0000	911,0174	0,0001	0,3280	0,0001

Komponen	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	$y_i \cdot \eta$ gas
	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam	mikropoise
CH3OH	0,0000041	0,014652	0,000004	40,7005
O2	0,0000067	0,024195	0,000006	67,2082
H2O	0,0000000	0,000023	0,000000	0,0648
N2	0,0000140	0,050297	0,000012	139,7143
Total	0,000025	0,089168	0,000022	247,6878

$$\mu_{\text{gas}} = 0,000025 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,00025 \text{ g/cm.s}$$

e. Menentukan konduktivitas gas umpan

$$k_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Komponen	A	B	C
CH3OH	2,3400E-03	5,4340E-06	1,3154E-07
O2	0,00121	8,6157E-05	-1,3348E-08
H2O	0,00053	4,7093E-05	4,9551E-08
N2	0,00309	7,5930E-05	-1,1014E-08

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws)

Komponen	yi	k_{gas}	yi.k_{gas}
		W/m.K	W/m.K
CH3OH	0,2409	3,9745E-02	9,5742E-03
O2	0,2220	4,1896E-02	9,2993E-03
H2O	0,0004	3,7729E-02	1,3653E-05
N2	0,5368	3,9144E-02	2,1012E-02
TOTAL	1,0000	1,5851E-01	3,9899E-02

$$\begin{aligned}
 k \text{ campuran} &= 0,09899 \text{ W/m.K} \\
 &= 0,1436 \text{ kJ/jam.m.K} \\
 &= 0,0343 \text{ kkal/jam.m.K} \\
 &= 0,0000953 \text{ kal/cm.dtk.K}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

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

Komponen	A	B	C	D	E
CH3OH	40,046	-3,83E-02	2,45E-04	-2,17E-07	5,99E-11
O2	29,536	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
H2O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,60E-12
N2	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Komponen	yi	BM	Cp	Cp	Cp	Cpi = yi.Cp
		(kg/kmol)	joule/mol.K	kJoule/kmol.K	kJoule/kg.K	kJoule/kg.K
CH3OH	0,2409	32	59,8388	59,8388	1,8700	0,4505
O2	0,2220	18	31,2012	31,2012	1,7334	0,3847
H2O	0,0004	32	35,3280	35,3280	1,1040	0,0004
N2	0,5368	28	29,6138	29,6138	1,0576	0,5677
TOTAL	1,0000	110	155,9818	155,9818	5,7650	1,4033

Komponen	Fi	Fi.Cpi	Cp.yi
	(kg/jam)	Kjoule/jam.K	Kjoule/kmol.K
CH3OH	2913,9884	1312,6286	14,4146
O2	1510,3136	581,0906	6,9255
H2O	4,3775	0,0017	0,0128
N2	5681,6560	3225,6066	15,8962
TOTAL	1,011,E+04	5119,3276	37,2491

$$\begin{aligned}
Cp \text{ campuran} &= 37,2491 \text{ kJ/kmol.K} \\
&= 5119,3276 \text{ kJ/jam.K} \\
&= 1,4033 \text{ kJ/kg.K}
\end{aligned}$$

g. Menentukan panas reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p . dT$$

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Komponen	A	B	C
CH3OH	-187,990	-0,049757	2,1603E-05
H2O	-238,410	-0,012256	2,7656E-06
CHOH	-102,610	-0,022577	8,3638E-06
CO	-112,560	0,009255	-7,8431E-06
CHOOH	-371,010	-0,031111	1,8988E-05

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kJ/kmol)
CH3OH	-207,83	-207830,1011	11218,0483	11218,0483
O2	0,00	0	6510,3675	6510,3675
H2O	-243,97	-243969,5078	7394,1364	7394,1364
CHOH	-111,99	-111990,9081	8541,7976	8541,7976
CO	-109,88	-109876,0919	7220,3727	7220,3727
CHOOH	-381,97	-381972,89	11665,3542	11665,3542
total	-1055,64	-1055639,50	52550,0767	52550,0767

Dari data didapat:

$$\text{Reaksi Utama} : \Delta H_{R_{298}} = -35.808 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Reaksi samping 1} : \Delta H_{R_{298}} = -63.675 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Reaksi samping 2} : \Delta H_{R_{298}} = 6.013 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{R_{\text{total}}} = -93.469 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -22.324 \text{ kkal/kmol}$$

h. Data sifat katalis (Iron Molybdenum Oxide)

Jenis : $\text{Fe}_2\text{O}_3\text{MoO}_3\text{Cr}_2\text{O}_3$

Ukuran : $D = 0,35 \text{ cm}$

Density : $4,69 \text{ gr/cm}^3$

Bulk density : $3,00544 \text{ gr/cm}^3$

4. Dimensi reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah tube

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa transisi agar koefisien perpindahan panas lebih panas lebih besar.

Pengaruh ratio D_p / D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu hw/h telah diteliti oleh Colburn's (smith hal 571) yaitu :

D_p/D_t	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
hw/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6

dipilih $D_p/D_t = 0,15$

dimana

hw = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter tube

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,35 \text{ cm}$$

$$D_t = 0,35 / 0,15 = 2,3333 \text{ cm} = 0,9186 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Dari table 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{Nominal pipe size} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{Outside diameter} = 1,66 \text{ in} = 4,2164 \text{ cm}$$

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

$$\text{Inside diameter} = 1,38 \text{ in} = 3,5052 \text{ cm}$$

$$\text{Flow area per pipe} = 1,5 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface per in ft} = 1,734 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Aliran dalam pipa transisi dipilih $N_{Re} = 3100$

$$N_{Re} = \frac{G_t D_t}{\mu_g}$$

$$G_t = \frac{\mu_g N_{Re}}{D_t}$$

Dalam hubungan ini:

$$\mu_g = \text{viskositas umpan} = 0,000248 \text{ g/cm.det}$$

$$D_t = \text{Diameter tube} = 3,5052 \text{ cm}$$

$$G_t = \frac{(0,000248)(3100)}{3,5052} = 0,2191 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2 \cdot \text{s}} = 7885,9872 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

$$G (\text{umpan total}) = 10110,3356 \text{ kg/jam} = 2808,4266 \text{ gr/detik}$$

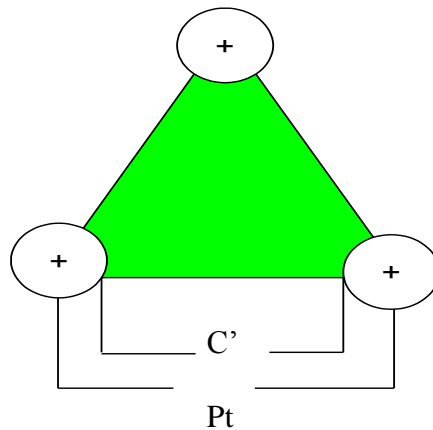
$$A_t = \frac{2808,4266}{0,2191} = 12.820,6341 \text{ cm}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang pipa} &= \left(\frac{\pi}{4}\right) ID^2 = \left(\frac{3,14}{4}\right) 3,5052^2 \\ &= 9,6448 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah pipa dalam reaktor} = \frac{12.820,6341}{9,6448} = 1328,2732 \text{ buah} = 1330 \text{ buah}$$

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch.



$$\begin{aligned} P_t &= 1,25 \times O D_t \\ &= 1,25 \times 1,66 = 2,075 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C' &= P_T - O D \\ &= 2,075 - 1,66 = 0,4150 \text{ in} \end{aligned}$$

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}}$$

$$ID_s = 201,8839 \text{ cm}$$

Jadi diameter dalam reaktor = 201,8839 cm = 79,4819 in

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P.r}{f.E - 0,6.P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13-1, p.254})$$

Dimana :

t_s = tebal shell, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan

(Brownell,tabel 13-1, p.251)

r = jari-jari dalam shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan Carbon Steel SA 283 Grade C

E = 0,85

f = 12650 psi

C = 0,125

R = ID/2 = (79,4819/2) in

P = 20,58 psi

Jadi P = (120/100)*P = 24,6960 psi

$$\begin{aligned} \text{maka } t_s &= \frac{24,6960.(79,4819 / 2)}{12650.0.85 - 0,6.24,6960} + 0,125 \\ &= 0,2164 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal dinding reaktor standar 0,25 in

Diameter luar reaktor = ID + 2* t_s

$$= 79,4819 + (2*0,25)$$

$$= 79,9819 \text{ in}$$

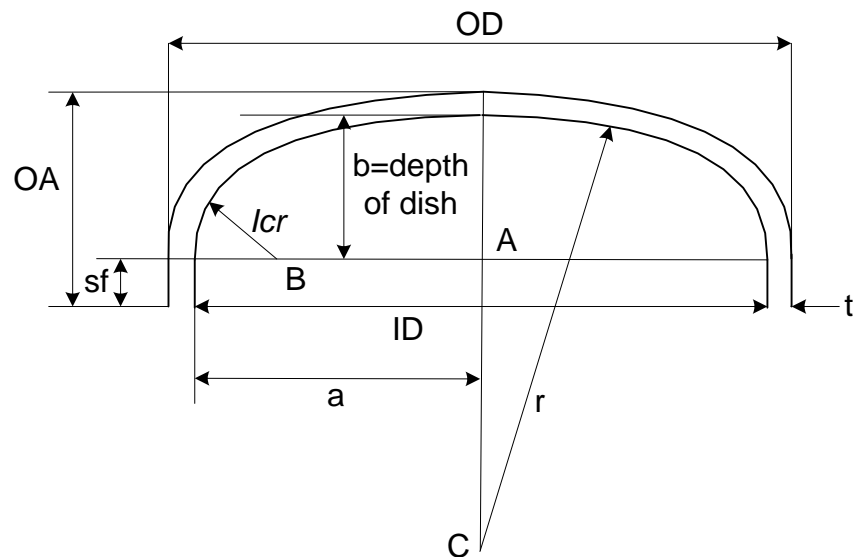
Sehingga dipilih diameter luar reaktor 84 in.

5. Menghitung head reaktor

a. Menghitung tebal head reaktor

Bentuk head : Elipstical Dished Head

Bahan yang digunakan: Carbon Steel SA 283 Grade C



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari luar dish

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

$$t_h = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0.2.P} + C \quad (\text{Brownell, 1979})$$

P = tekanan design, psi = 24,6960 psi

IDs = diameter dalam reactor, in = 79,4819 in

F = maksimum allowable stress, psi = 12650 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = faktor korosi, in = 0,125

$$\begin{aligned} \text{maka th} &= \frac{24,6960 \cdot 79,4819}{2 \cdot 12650 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 24,6960} + 0,1255 \\ &= 0,125 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal head reaktor standar 0,1875 in

b. Menghitung tinggi head reaktor

ODs = 24 in

ts = 0,1875 in

didapat : icr = 5,125 in

r = 84 in

a = IDs/2 = 39,7409 in

AB = a - irc = 34,6159 in

BC = r - irc = 78,8750 in

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 70,8731 in

b = r - AC = 13,1269 in

Dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan t_h 3/16 in didapat $sf = 1,5 - 2$ in
 perancangan digunakan $sf = 2$ in

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} hH &= t_h + b + sf \\ &= (0,1875 + 13,1269 + 2) \text{ in} \\ &= 15,3144 \text{ in} \\ &= 0,3890 \text{ m} \end{aligned}$$

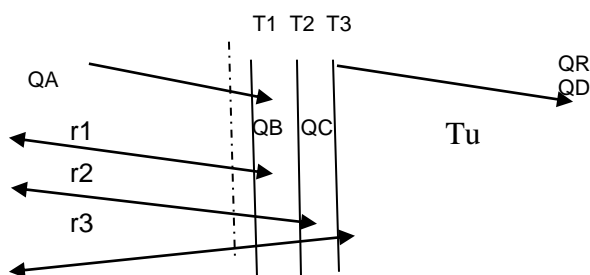
c. Menghitung tinggi reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor total} &= \text{panjang tube} + (2 \cdot \text{tinggi head}) \\ HR &= 267,7176 \text{ in} + (2 \cdot 15,3144 \text{ in}) \\ &= 283,0310 \text{ in} \\ &= 7,1890 \text{ m} \end{aligned}$$

6. Tebal isolasi reaktor

Asumsi :

- Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam shell = suhu pendingin rata-rata
- Keadaan steady state $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$
- Suhu dinding luar isolasi isothermal



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam reaktor

r_2 = jari-jari luar reaktor

r_3 = jari-jari isolator luar

QA = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

QB = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

QC = Perp. Konduksi melalui isolator

QD = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

QR = Perp. Panas radiasi

T1 = Suhu dinding dalam reaktor

T2 = Suhu dinding luar reaktor

T3 = Suhu isolator luar

Tu = Suhu udara luar

- sifat-sifat fisis bahan

* bahan isolasi : asbestos, dengan sifat-sifat fisis (kern) :

$$K_{is} = 0,17134 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

* carbon steel : $k_s = 42,5770 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

* sifat-sifat fisis udara pada suhu Tf (Holman,1988. Daftar A-5)

$$T_f = 313$$

$$\nu = 0,000017$$

$$k = 0,027225 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$Pr = 0,70489$$

$$\beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 0,00001906 \text{ kg/m.s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 1,01 \text{ m}$$

$$r_2 = 1,0668 \text{ m}$$

$$L = 6,8 \text{ m}$$

a. Perpindahan panas konduksi

$$Q_B = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \dots\dots(a)$$

$$Q_C = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_{is} \cdot L \cdot (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} \dots\dots(b)$$

b. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_4)$$

$$Q_D = hc \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_4) \dots\dots(c)$$

Karena $Gr_L \cdot Pr > 10^9$, sehingga :

$$hc = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3}$$

$$Gr_L = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_u) \cdot L^3}{\nu^2}$$

c. Panas radiasi

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

\dots\dots(d)

$$\sigma = 5,669 \times 10^{-8} \text{ w/m}^2 \cdot \text{k}^4$$

kemudian persamaan a, b, c dan d ditrial menggunakan excel dan didapat :

$$T_2 = 571,6 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 20,1505 \text{ cm}$$

Hasil simulasi menggunakan excel

Δz	0,1000		
z (m)	x	T (K)	Ts (K)
0	0	513,0000	373
0,10	0,06603	512,8485	503,3409
0,20	0,12743	512,8420	510,8044
0,30	0,18479	512,8437	512,3897
0,40	0,23838	512,8468	512,7422
0,50	0,28845	512,8501	512,8234
0,60	0,33523	512,8533	512,8442
0,70	0,37894	512,8564	512,8513
0,80	0,41978	512,8592	512,8552
0,90	0,45794	512,8618	512,8583
1,00	0,49359	512,8643	512,8610
1,10	0,52690	512,8666	512,8636
1,20	0,55802	512,8688	512,8659
1,30	0,58709	512,8708	512,8682
1,40	0,61426	512,8727	512,8702
1,50	0,63963	512,8745	512,8722
1,60	0,66334	512,8762	512,8740
1,70	0,68549	512,8777	512,8757
1,80	0,70619	512,8792	512,8773
1,90	0,72552	512,8805	512,8787
2,00	0,74358	512,8818	512,8801
2,10	0,76046	512,8830	512,8814
2,20	0,77622	512,8841	512,8826
2,30	0,79095	512,8851	512,8838
2,40	0,80471	512,8861	512,8848
2,50	0,81756	512,8870	512,8858
2,60	0,82957	512,8879	512,8868

2,70	0,84079	512,8887	512,8876
2,80	0,85127	512,8894	512,8884
2,90	0,86106	512,8901	512,8892
3,00	0,87020	512,8908	512,8899
3,10	0,87875	512,8914	512,8906
3,20	0,88673	512,8919	512,8912
3,30	0,89418	512,8925	512,8918
3,40	0,90115	512,8930	512,8923
3,50	0,90766	512,8934	512,8928
3,60	0,91373	512,8939	512,8933
3,70	0,91941	512,8943	512,8937
3,80	0,92472	512,8946	512,8941
3,90	0,92967	512,8950	512,8945
4,00	0,93430	512,8953	512,8949
4,10	0,93863	512,8956	512,8952
4,20	0,94267	512,8959	512,8955
4,30	0,94644	512,8962	512,8958
4,40	0,94997	512,8964	512,8961
4,50	0,95326	512,8967	512,8964
4,60	0,95634	512,8969	512,8966
4,70	0,95921	512,8971	512,8968
4,80	0,96190	512,8973	512,8970
4,90	0,96441	512,8975	512,8972
5,00	0,96675	512,8976	512,8974
5,10	0,96894	512,8978	512,8976
5,20	0,97099	512,8979	512,8977
5,30	0,97290	512,8981	512,8979
5,40	0,97468	512,8982	512,8980
5,50	0,97635	512,8983	512,8982
5,60	0,97790	512,8984	512,8983

5,70	0,97936	512,8985	512,8984
5,80	0,98072	512,8986	512,8985
5,90	0,98199	512,8987	512,8986
6,00	0,98317	512,8988	512,8987
6,10	0,98428	512,8989	512,8988
6,20	0,98532	512,8990	512,8989
6,30	0,98628	512,8990	512,8989
6,40	0,98719	512,8991	512,8990
6,50	0,98803	512,8991	512,8991
6,60	0,98882	512,8992	512,8991
6,70	0,98955	512,8993	512,8992
6,80	0,99024	512,8993	512,8992
6,90	0,99088	512,8993	512,8993
7,00	0,99689	512,8994	512,8993