

LAMPIRAN

REAKTOR FIXED BED MULTITUBE

Kode : R-101

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi dehidrasi metanol menjadi dimetil eter

Jenis : *fixed bed multitube*

Kondisi Operasi : T = 290 °C
P = 13 atm
Reaksi = Eksotermis

(Turton, 2012)

- Tujuan :
- a. Menentukan jenis reaktor
 - b. Menyusun persamaan laju Reaksi *Overall*
 - c. Persamaan-persamaan matematis reaktor
 - d. Spesifikasi katalis
 - e. Menentukan media pendingin
 - f. Data-data fisis bahan
 - g. Menentukan dimensi reaktor
 - h. Menentukan jumlah pendingin yang dibutuhkan
 - i. Menghitung bilangan *reynold* di *shell* dan *tube*
 - j. Menghitung koefisien perpindahan panas

- k. Menghitung *pressure drop* di *shell* dan *tube*
- l. Menghitung berat katalis
- m. Menghitung tebal *shell*
- n. Menghitung tebal dan tinggi *head*
- o. Menghitung tinggi dan volume reaktor
- p. Menghitung diameter pipa pemasukan dan pengeluaran reaktor dan pipa pendingin
- q. Menentukan tebal isolator
- r. Neraca panas reaktor

A. Menentukan Jenis Reaktor

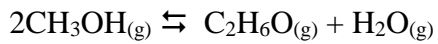
Reaktor yang dipilih adalah jenis *fixed bed multi tube* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- 1. Zat pereaksi berupa fase gas dengan katalis padat
- 2. Reaksi sangat eksotermis sehingga memerlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin optimal
- 3. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- 4. Umur katalis panjang 12-15 bulan
- 5. Membutuhkan sedikit perlengkapan bantu
- 6. Konstruksi reaktor *fixed bed multi tube* lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed* sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatannya relatif murah.
- 7. Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*

(Hill, 1977)

B. Menyusun Persamaan Laju Reaksi Overall

Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



$$-r_A = k_0 \exp \left[\frac{-E_0}{RT} \right] p_{\text{metanol}}$$

Keterangan:

$(-r_A)$: Laju reaksi, kmol/(m³.cat.jam)

k_0 : 1,23x10⁸ kmol/(m³cat.jam.atm)

E_0 : 80480 kJ/kmol

T : Suhu, K

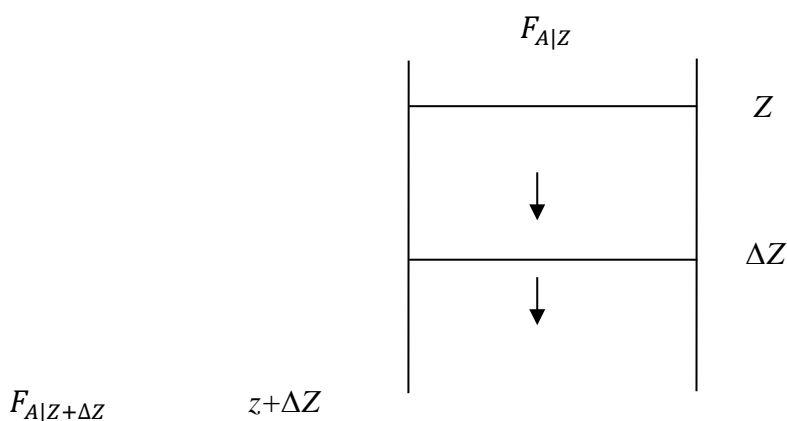
P_{metanol} : Tekanan parsial metanol, atm

R : Konstanta gas ideal = 0,08206 atm.m³/kmol.K

(Turton, 2012)

C. Persamaan-persamaan Matematis Reaktor

1. Neraca Massa gas pada elemen volume setebal ΔZ pada kondisi *steady*:



Rate of input – rate of output – rate of reaction = rate of accumulation

$$F_{A|Z} - F_{A|z+\Delta Z} - (-r_A) \cdot V = 0$$

$$F_{A|Z} - F_{A|z+\Delta Z} = (-r_A) \cdot V$$

$$F_{A|Z} - F_{A|Z+\Delta Z} = (-r_A) \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \Delta Z \cdot Nt$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_{A|Z} - F_{A|Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-r_A) \frac{\pi \cdot ID^2}{4} Nt$$

$$-\frac{dF_A}{dZ} = (-r_A) \frac{\pi \cdot ID^2}{4} Nt$$

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

$$dF_A = -F_{A0} \cdot dx$$

Sehingga diperoleh :

$$\frac{F_{A0} dx}{dZ} = (-r_A) \frac{\pi \cdot ID^2}{4} Nt$$

$$\frac{dx}{dZ} = (-r_A) \frac{\pi \cdot ID^2}{4 F_{A0}} Nt$$

Tekanan parsial metanol ($P_{metanol}$) :

$$P_{metanol} = y_{metanol} \cdot P$$

Komponen	Mula – mula	Bereaksi	Sisa
Metanol (A)	F_{A0}	$-F_{A0} \cdot X$	$F_{A0} - F_{A0} \cdot X$
DME (B)	$F_{B0} = 0$	$\frac{1}{2} F_{A0} \cdot X$	$F_{B0} + \frac{1}{2} F_{A0} \cdot X$
Air (C)	$F_{C0} = 0$	$\frac{1}{2} F_{A0} \cdot X$	$F_{C0} + \frac{1}{2} F_{A0} \cdot X$

$$\text{Total } (F_{T0}) = F_{A0} + F_{B0} + F_{C0}$$

$$y_{metanol} = \frac{F_{A0} - F_{A0} X}{F_{A0} + F_{B0} + F_{C0}}$$

$$y_{metanol} = \frac{F_{A0} - F_{A0} X}{F_{T0}}$$

Jadi :

$$P_{metanol} = \frac{F_{A0} (1 - X)}{F_{T0}} P$$

Sehingga laju reaksi ($-r_A$) menjadi :

$$-r_A = k_0 \exp \left[\frac{-E_0}{RT} \right] \frac{F_{A0}(1-X)}{F_{T0}} P$$

Dari penjabaran diatas didapat :

$$\frac{dx}{dZ} = (-r_A) \frac{\pi \cdot ID^2}{4F_{A0}} Nt$$

$$\frac{dx}{dZ} = k_0 \exp \left[\frac{-E_0}{RT} \right] \frac{F_{A0}(1-X)}{F_{T0}} P \frac{\pi \cdot ID^2}{4F_{A0}} Nt \quad (1)$$

Kondisi Batas:

Pada saat, $Z = 0$ $X_A = X_0 = 0$

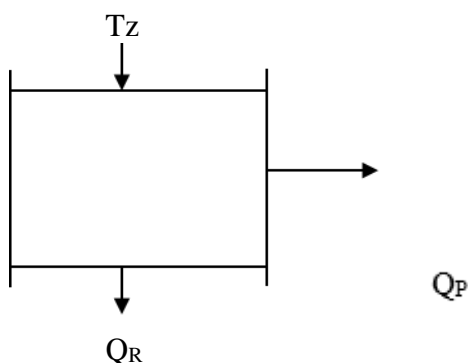
$Z = H$ $X_A = X = 0,8$

$\frac{dx}{dz}$: perubahan konversi metanol tiap *increment* panjang reaktor

$-r_A$: laju reaksi, kmol/(m³.jam)

F_{A0} : laju alir mol mula-mula metanol, kmol/jam

2. Neraca Panas pada elemen volume (sisi *tube*) setebal ΔZ pada kondisi *steady*:



Q_R = panas reaksi

Q_P = panas yang dibuang, ada pendinginan

Heat of input – Heat of output + Heat of generation – Heat transfer = Acc

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot V - U d \cdot N_t \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \Delta z \cdot N_t - U d \cdot N_t \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \Delta z \cdot N_t + U d \cdot N_t \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$\frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t + U d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t + U d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$-\frac{dH}{dz} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t + U d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$\frac{dH}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t - U d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

Dimana :

$$H = Q = \sum F_i \cdot C_{p_i} \cdot (T - T_{ref})$$

$$dH = \sum F_i \cdot C_{p_i} \cdot dT$$

$$\sum F_i \cdot C_{p_i} \cdot \frac{dT}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t - U d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{F_{A0} \cdot (\Delta H_R) \frac{dx}{dz} - U d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)}{\sum F_i \cdot C_{p_i}} \quad (2)$$

Kondisi batas:

Pada saat, $Z = 0$ $T = T_{in} = 290^\circ\text{C}$

$Z = H$ $T = T_{out}$

$\frac{dT}{dZ}$: perubahan temperatur tiap *increment* panjang reaktor

ΔH_R : panas reaksi pada suhu reaksi, kJ/kmol

T_p : suhu pendingin, K

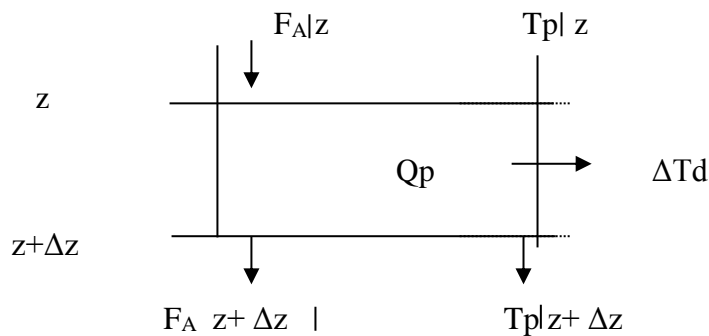
F_i : mol masing-masing komponen, kmol/jam

C_{p_i} : kapasitas panas tiap komponen, kJ/kg.K

Tabel 1 Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas Reaktor

Input	Massa, kg/jam	Output	Massa, kg/jam
CH ₃ OH	10973,625	CH ₃ OH	2194,725
C ₂ H ₆ O	9,479	C ₂ H ₆ O	6319,313
H ₂ O	16,927	H ₂ O	2485,993
Total	11000,031	Total	11000,031

3. Neraca panas pendingin pada elemen volume (sisi *shell*) setebal ΔZ pada kondisi *steady*:



Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas.

Rate of in – out + panas yang diserap pendingin = acc

$$W_p \cdot C_{pp} \cdot T_{p_{z+\Delta Z}} - W_p \cdot C_{pp} \cdot T_{p_z} + U_D \cdot A \cdot (T - T_p) = 0$$

$$W_p \cdot C_{pp} \cdot (T_{p_{z+\Delta Z}} - T_{p_z}) = -U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot \Delta Z \cdot (T - T_p)$$

$$T_{p_{z+\Delta Z}} - T_{p_z} = -\frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot \Delta Z \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{T_{p_{z+\Delta Z}} - T_{p_z}}{\Delta Z} = -\frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

$$\frac{dT_p}{dZ} = - \frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

Untuk N_T buah *tube*:

$$\frac{dT_p}{dZ} = - \frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}} \cdot N_T \quad (3)$$

Kondisi batas:

Pada saat, $Z = 0$ $T_p = T_{pout}$

$Z = H$ $T_p = T_{pin}$

$\frac{dT_p}{dZ}$: perubahan suhu pendingin tiap increment panjang reaktor

W_p : laju alir massa pendingin, kg/jam

C_{pp} : kapasitas panas pendingin, kJ/kmol.K

4. Pressure Drop

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

$$\frac{dP}{dz} = - \frac{Gt}{\rho_g \cdot g \cdot Dp} \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{Dp} + 1,75 \cdot Gt \right] \quad (4)$$

Dimana :

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm³

ρ = Densitas gas, gr/cm³

Dp = Densitas partikel katalisator, cm

G = Gaya Gravitasi, cm/det²

ε = Porosity tumpukan katalisator

μ = Viskositas gas, gr/cm jam

D. Spesifikasi Katalis

Katalis yang digunakan adalah *Alumunium sillica* ($Al_2O_3-SiO_2$), dengan spesifikasi:

- Wujud : padat
- Bentuk : *sphere*
- Diameter : 0,05 cm
- *Bulk Density* (ρ_b) : 0,78 gr/cm³
- *Porosity* (ϵ) : 0,35

E. Menentukan Jenis Pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A yang stabil pada suhu 155–255 °C.

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

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

$$C_p = 0.1152 + 0.0003402 T. \text{cal/gr.K}$$

$$\rho = 1.3644 - 9.7073 \cdot 10^{-4} T. \text{g/cm}^3$$

$$\mu = 35.5898 - 6.04212 T. \text{(g/cm.J)}$$

$$k = 1.512 - 0.0010387 T. \text{cal/g.cm.K}$$

F. Data-data Fisis Bahan

Kondisi campuran gas yang bereaksi di dalam reaktor mengalami perubahan untuk tiap *increment* panjang reaktor. Persamaan yang digunakan untuk menghitung kondisi campuran gas adalah:

1. Menghitung Berat Molekul (BM)

$$\text{BM campuran} = \sum(\text{BM}_i \cdot y_i)$$

BM_i : berat molekul komponen i, kg/kmol

y_i : fraksi mol komponen i

Tabel 2 Data Berat Molekul Tiap Komponen

Komponen	BM
DME	46
MeOH	32
H ₂ O	18

(Yaws, 1999)

2. Menghitung Kapasitas Panas (C_p)

Kapasitas panas gas dihitung dengan menggunakan persamaan dari Yaws (1999), sebagai berikut:

$$C_{p_i} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$C_p \text{ campuran} = \sum(C_{p_i} \cdot y_i)$$

A,B,C,D,E : konstanta (Yaws, 1999)

T : temperatur, K

C_{p_i} : kapasitas panas komponen i, kJ/kmol K

y_i : fraksi mol komponen i

Tabel 3 Data Konstanta Kapasitas Panas Tiap Komponen

Komponen	A	B	C	D	E
Metanol	40,046	-0,03828700	0,00024529	$-2,1679 \times 10^{-7}$	$5,9909 \times 10^{-11}$
DME	34,668	-0,07029300	0,0001653	$-1,7675 \times 10^{-7}$	$4,9313 \times 10^{-11}$
Air	33,9330	-0,00841860	0,000029906	$-1,7825 \times 10^{-8}$	$3,6934 \times 10^{-12}$

(Yaws, 1999)

3. Menghitung Viskositas (μ)

Viskositas gas juga dihitung dari persamaan Yaws (1999), yaitu:

$$\mu_i = A + BT + CT^2$$

$$\mu \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \left(\frac{x_i}{\mu_i} \right)}$$

A,B,C : konstanta (*Yaws*, 1999)

T : temperatur, K

μ_i : viskositas komponen i, micropoise

x_i : fraksi massa komponen i

Tabel 4 Data Konstanta Viskositas Tiap Komponen

Komponen	A	B	C
Metanol	-14,236	0,38935	-0,000062762
DME	-4,276	0,3026200	0,000063528
Air	-36,826	$4,2900 \times 10^{-1}$	$-1,6200 \times 10^{-5}$

(*Yaws*, 1999)

4. Menghitung Konduktivitas Panas (k)

Konduktivitas panas gas dihitung dari persamaan di *Yaws* (1999), yaitu:

$$k_i = A + BT + CT^2$$

$$k \text{ campuran} = \sum(k_i \cdot x_i)$$

A,B,C : konstanta (*Yaws*, 1999)

T : temperatur, K

k_i : konduktivitas panas komponen i, W/m/K

x_i : fraksi massa komponen i

Tabel 5 Data Konstanta Konduktivitas Panas Tiap Komponen

Komponen	A	B	C
Metanol	0,002340	$5,434 \times 10^{-6}$	$1,3154 \times 10^{-7}$
Dimetil Eter	-0,031500	0,00015032	$1,3879 \times 10^{-9}$
Air	0,00053	$4,7093 \times 10^{-5}$	$4,9551 \times 10^{-8}$

(Yaws, 1999)

G. Dimensi Reaktor

1. Menentukan Jenis, Ukuran dan Susunan 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 turbulen agar koefisien perpindahan 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 h_w/h telah diteliti oleh Colburn's (smith hal 571) yaitu :

D_p/D_t	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
h_w/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

(Smith, Chem Kinetik Eng, P.571)

dipilih $D_p/D_t = 0,15$

Dimana :

h_w = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter tube

Sehingga :

$D_p/D_t = 0,15$

$$D_p = 0,2 \text{ in}$$

$$D_t = 0,2 / 0,15 = 1,31 \text{ in}$$

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

Dari table 11 *Kern* dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

- Nominal pipe size (NPS) = 1,5 in
- Diameter dalam *tube* (IDt) = 1,61 in
- Diameter luar *tube* (ODT) = 1,90 in
- *Flow area* per pipa ($a't$) = 2,04 in²
- Jumlah *tube pass* (Ntb) = 1
- Susunan *tube* = *triangular pitch*

$$P_T (\text{Pitch}) : 1,25 \cdot \text{ODt} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$C (\text{Clearance}) : P_T - \text{ODt} \quad (\text{Kern, 1965})$$

Susunan *tube* yang dipilih adalah *triangular pitch*, dengan alasan:

- Turbulensi yang terjadi pada susunan *tube* segitiga sama sisi lebih besar dibandingkan dengan susunan persegi, karena fluida yang mengalir di antara pipa yang letaknya berdekatan akan langsung menumbuk pipa yang terletak pada deretan berikutnya.
- Koefisien perpindahan panas konveksi (h) pada susunan segitiga 25% lebih tinggi dibandingkan dengan fluida yang mengalir dalam *shell* pada susunan persegi.

(Agra, 1988)

2. Menentukan Dimensi Shell

$$ID_s = \sqrt{\frac{2.N_T.0,5.\sin 60.P_T^2}{\pi/4}}$$

$$= 54,12 \text{ in} = 1,375 \text{ m}$$

$$B = (0,2 \sim 1) \cdot ID_s \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$= 0,25 \cdot ID_s$$

$$= 13,53 \text{ in} = 0,344 \text{ m}$$

$$De = \frac{4.(P_T^2.0,5.0,86-1/8.\pi.ODT^2)}{0,5.\pi.ODT} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$= 1,72 \text{ in} = 0,043 \text{ m}$$

$$a_s = \frac{ID_s.C.B}{P_T} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$= 1,02 \text{ in}^2 = 0,0007 \text{ m}^2$$

Dimana :

ID_s : diameter dalam *shell*, m

B : jarak *baffle*, m

De : diameter efektif *shell*, m

a_s : *flow area shell*, m^2

H. Menentukan Jumlah Pendingin yang Dibutuhkan (W_p)

W_p : 24.906 kg/jam

W_p ditentukan dengan cara trial-error supaya $\Delta T_p \leq 20^\circ\text{C}$

I. Menghitung Bilangan Reynold (Re) di Shell dan Tube

Bilangan Reynold di *Shell* (Re_s)

$$G_s = \frac{W_p}{a_s}$$

$$= 37.955.278,094 \text{ kg/m}^2.\text{jam}$$

$$Re_s = \frac{Gs.De}{\mu_p} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$= 872.707,987$$

Re_s : bilangan Reynold *shell*

W_p : laju alir massa pendingin, kg/jam

μ_p : viskositas pendingin, kg/m.jam

Bilangan Reynold di *Tube* (Re_t)

$$G_t = \frac{W_t}{A_t}$$

$$= 5.089.576,855 \text{ kg/m}^2.\text{jam}$$

W_T diperoleh dari perhitungan Neraca Massa

$$Re_t = \frac{D_p.G_t}{\mu_{camp}} \quad (\text{Hill, 1977})$$

$$= 13.364,253$$

Re_t : bilangan Reynold *tube*

D_p : diameter partikel katalis, m

W_T : laju alir massa gas total, kg/jam

μ_{camp} : viskositas gas campuran, kg/m/jam

J. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

Shell side

$$h_o = jH \left(\frac{kp}{Des} \right) \left(\frac{C_{pp}.\mu_p}{kp} \right)^{1/3} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$h_o = 102.404,771 \text{ W/m}^2.\text{°C}$$

Tube side

$$h_i = jH \left(\frac{k \text{ camp}}{IDT} \right) \left(\frac{Cp \text{ camp} \cdot \mu \text{ camp}}{k \text{ camp}} \right)^{1/3} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$h_i = 7,023 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$h_{io} = h_i \frac{IDT}{ODT} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$h_{io} = 6,099 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$U_C = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$U_C = 6,099 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$U_D = \frac{U_C}{1 + R_D \cdot U_C} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$U_D = 6,089 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

h_o : koefisien perpindahan panas di *shell*, $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

ks : konduktivitas panas pendingin, $\text{W/m} \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{C}$

C_{pp} : kapasitas panas pendingin, $\text{W/lb} \cdot ^\circ\text{C}$

h_i : koefisien perpindahan panas di *tube*, $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

U_C : koefisien perpindahan panas overall saat bersih, $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

U_D : koefisien perpindahan panas overall saat kotor, $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

R_D : *Dirt factor* : $0,0015 \text{ jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$

Keempat persamaan diferensial diselesaikan secara simultan menggunakan metode *Euler*. Perhitungan reaktor *fixed bed multutube* ini diselesaikan dengan menggunakan bantuan Ms. Excel.

Tabel 6 Hasil Perhitungan Bed Metode *Euler*

z (m)	X	T (K)	Tp (K)	P (atm)
0,000	0,000	563,150	393,150	13,000
0,010	0,001	563,154	393,232	12,998
0,020	0,002	563,155	393,313	12,995
0,030	0,003	563,155	393,395	12,993
0,040	0,004	563,156	393,477	12,991
0,050	0,005	563,156	393,558	12,988
0,060	0,006	563,157	393,640	12,986
0,070	0,007	563,157	393,722	12,983
0,080	0,008	563,158	393,803	12,981
0,090	0,009	563,158	393,884	12,979
0,100	0,010	563,158	393,966	12,976
0,110	0,011	563,159	394,047	12,974
0,120	0,012	563,159	394,129	12,972
0,130	0,013	563,160	394,210	12,969
0,140	0,014	563,160	394,291	12,967
0,150	0,015	563,161	394,372	12,965
0,160	0,017	563,161	394,454	12,962
0,170	0,018	563,162	394,535	12,960
0,180	0,019	563,162	394,616	12,957
0,190	0,020	563,163	394,697	12,955
0,200	0,021	563,163	394,778	12,953
0,210	0,022	563,163	394,859	12,950
0,220	0,023	563,164	394,940	12,948
0,230	0,024	563,164	395,021	12,946
0,240	0,025	563,165	395,102	12,943
0,250	0,026	563,165	395,182	12,941
0,260	0,027	563,166	395,263	12,938
0,270	0,028	563,166	395,344	12,936
0,280	0,029	563,167	395,425	12,934
0,290	0,030	563,167	395,505	12,931
0,300	0,031	563,168	395,586	12,929
0,310	0,032	563,168	395,667	12,927
0,320	0,033	563,169	395,747	12,924
0,330	0,035	563,169	395,828	12,922
0,340	0,036	563,169	395,908	12,919
0,350	0,037	563,170	395,989	12,917
0,360	0,038	563,170	396,069	12,915
0,370	0,039	563,171	396,149	12,912

0,380	0,040	563,171	396,230	12,910
0,390	0,041	563,172	396,310	12,908
0,400	0,042	563,172	396,390	12,905
0,410	0,043	563,173	396,470	12,903
0,420	0,044	563,173	396,551	12,900
0,430	0,046	563,174	396,631	12,898
0,440	0,047	563,174	396,711	12,896
0,450	0,048	563,175	396,791	12,893
0,460	0,049	563,175	396,871	12,891
0,470	0,050	563,176	396,951	12,889
0,480	0,051	563,176	397,031	12,886
0,490	0,052	563,177	397,111	12,884
0,500	0,054	563,177	397,191	12,881
0,510	0,055	563,178	397,270	12,879
0,520	0,056	563,178	397,350	12,877
0,530	0,057	563,179	397,430	12,874
0,540	0,058	563,179	397,510	12,872
0,550	0,060	563,180	397,589	12,869
0,560	0,061	563,180	397,669	12,867
0,570	0,062	563,181	397,749	12,865
0,580	0,063	563,181	397,828	12,862
0,590	0,064	563,182	397,908	12,860
0,600	0,066	563,182	397,987	12,858
0,610	0,067	563,183	398,067	12,855
0,620	0,068	563,183	398,146	12,853
0,630	0,069	563,184	398,225	12,850
0,640	0,071	563,185	398,305	12,848
0,650	0,072	563,185	398,384	12,846
0,660	0,073	563,186	398,463	12,843
0,670	0,074	563,186	398,543	12,841
0,680	0,076	563,187	398,622	12,838
0,690	0,077	563,187	398,701	12,836
0,700	0,078	563,188	398,780	12,834
0,710	0,080	563,188	398,859	12,831
0,720	0,081	563,189	398,938	12,829
0,730	0,082	563,190	399,017	12,826
0,740	0,084	563,190	399,096	12,824
0,750	0,085	563,191	399,175	12,822
0,760	0,087	563,191	399,254	12,819

0,770	0,088	563,192	399,333	12,817
0,780	0,089	563,193	399,411	12,814
0,790	0,091	563,193	399,490	12,812
0,800	0,092	563,194	399,569	12,810
0,810	0,094	563,194	399,648	12,807
0,820	0,095	563,195	399,726	12,805
0,830	0,097	563,196	399,805	12,803
0,840	0,098	563,196	399,884	12,800
0,850	0,100	563,197	399,962	12,798
0,860	0,101	563,198	400,041	12,795
0,870	0,103	563,198	400,119	12,793
0,880	0,104	563,199	400,198	12,791
0,890	0,106	563,200	400,276	12,788
0,900	0,107	563,200	400,354	12,786
0,910	0,109	563,201	400,433	12,783
0,920	0,110	563,202	400,511	12,781
0,930	0,112	563,202	400,589	12,779
0,940	0,114	563,203	400,667	12,776
0,950	0,115	563,204	400,745	12,774
0,960	0,117	563,205	400,824	12,771
0,970	0,119	563,205	400,902	12,769
0,980	0,121	563,206	400,980	12,766
0,990	0,122	563,207	401,058	12,764
1,000	0,124	563,208	401,136	12,762
1,010	0,126	563,208	401,214	12,759
1,020	0,128	563,209	401,292	12,757
1,030	0,129	563,210	401,370	12,754
1,040	0,131	563,211	401,447	12,752
1,050	0,133	563,212	401,525	12,750
1,060	0,135	563,212	401,603	12,747
1,070	0,137	563,213	401,681	12,745
1,080	0,139	563,214	401,758	12,742
1,090	0,141	563,215	401,836	12,740
1,100	0,143	563,216	401,914	12,738
1,110	0,145	563,217	401,991	12,735
1,120	0,147	563,217	402,069	12,733
1,130	0,149	563,218	402,146	12,730
1,140	0,151	563,219	402,224	12,728
1,150	0,154	563,220	402,301	12,726

1,160	0,156	563,221	402,379	12,723
1,170	0,158	563,222	402,456	12,721
1,180	0,160	563,223	402,533	12,718
1,190	0,163	563,224	402,610	12,716
1,200	0,165	563,225	402,688	12,713
1,210	0,167	563,226	402,765	12,711
1,220	0,170	563,227	402,842	12,709
1,230	0,172	563,228	402,919	12,706
1,240	0,175	563,229	402,996	12,704
1,250	0,177	563,230	403,073	12,701
1,260	0,180	563,231	403,150	12,699
1,270	0,182	563,233	403,227	12,697
1,280	0,185	563,234	403,304	12,694
1,290	0,188	563,235	403,381	12,692
1,300	0,191	563,236	403,458	12,689
1,310	0,194	563,237	403,535	12,687
1,320	0,196	563,239	403,612	12,684
1,330	0,199	563,240	403,689	12,682
1,340	0,202	563,241	403,765	12,680
1,350	0,205	563,242	403,842	12,677
1,360	0,209	563,244	403,919	12,675
1,370	0,212	563,245	403,995	12,672
1,380	0,215	563,246	404,072	12,670
1,390	0,218	563,248	404,148	12,668
1,400	0,222	563,249	404,225	12,665
1,410	0,225	563,251	404,301	12,663
1,420	0,229	563,252	404,378	12,660
1,430	0,233	563,254	404,454	12,658
1,440	0,236	563,255	404,531	12,655
1,450	0,240	563,257	404,607	12,653
1,460	0,244	563,259	404,683	12,651
1,470	0,248	563,260	404,760	12,648
1,480	0,252	563,262	404,836	12,646
1,490	0,256	563,264	404,912	12,643
1,500	0,261	563,266	404,988	12,641
1,510	0,265	563,268	405,064	12,638
1,520	0,270	563,270	405,140	12,636
1,530	0,274	563,272	405,216	12,634
1,540	0,279	563,274	405,292	12,631

1,550	0,284	563,276	405,368	12,629
1,560	0,289	563,278	405,444	12,626
1,570	0,295	563,280	405,520	12,624
1,580	0,300	563,282	405,596	12,621
1,590	0,306	563,285	405,672	12,619
1,600	0,311	563,287	405,748	12,617
1,610	0,317	563,290	405,824	12,614
1,620	0,323	563,292	405,899	12,612
1,630	0,330	563,295	405,975	12,609
1,640	0,336	563,297	406,051	12,607
1,650	0,343	563,300	406,126	12,604
1,660	0,350	563,303	406,202	12,602
1,670	0,357	563,306	406,277	12,599
1,680	0,364	563,309	406,353	12,597
1,690	0,372	563,313	406,428	12,595
1,700	0,380	563,316	406,504	12,592
1,710	0,389	563,319	406,579	12,590
1,720	0,397	563,323	406,655	12,587
1,730	0,406	563,327	406,730	12,585
1,740	0,416	563,331	406,805	12,582
1,750	0,425	563,335	406,881	12,580
1,760	0,436	563,339	406,956	12,578
1,770	0,446	563,343	407,031	12,575
1,780	0,457	563,348	407,106	12,573
1,790	0,469	563,352	407,181	12,570
1,800	0,481	563,357	407,257	12,568
1,810	0,494	563,363	407,332	12,565
1,820	0,507	563,368	407,407	12,563
1,830	0,522	563,374	407,482	12,560
1,840	0,536	563,380	407,557	12,558
1,850	0,552	563,386	407,632	12,556
1,860	0,568	563,393	407,706	12,553
1,870	0,586	563,400	407,781	12,551
1,880	0,604	563,407	407,856	12,548
1,890	0,624	563,415	407,931	12,546
1,900	0,645	563,407	408,006	12,543
1,910	0,667	563,415	408,081	12,541
1,920	0,690	563,425	408,155	12,538
1,930	0,715	563,415	408,230	12,536

1,940	0,742	563,425	408,305	12,533
1,950	0,771	563,436	408,379	12,531
1,960	0,802	563,448	408,454	12,529

Dari hasil perhitungan menggunakan Ms. Excel diperoleh:

$$ID_s = 1,375 \text{ m}$$

$$\text{Pada saat } Z = H = 1,960 \text{ m}$$

$$\text{Maka : } X = 0,802$$

$$T = 563,448 \text{ K}$$

$$T_{pin} = 393,150 \text{ K}$$

K. Menghitung Berat Katalis yang diperlukan (W)

$$\begin{aligned} W &= V \cdot \rho_b \cdot N_T \\ &= \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot H \cdot \rho_b \cdot N_T \\ &= 1248,681 \text{ kg} \end{aligned}$$

L. Menghitung Waktu Tinggal (t)

$$\begin{aligned} T &= \frac{H \cdot A_T}{W_T / \rho_{camp}} \cdot 3600 \\ &= 0,00542 \text{ detik} \end{aligned}$$

$$\text{dengan } \rho_{camp} = \frac{P \cdot BM_{camp}}{R \cdot T} = 9,364 \text{ kg/m}^3$$

t : waktu tinggal, detik

ρ_{camp} : densitas gas campuran

R : konstanta gas ideal : $0,082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol/K}$

P : tekanan gas saat $Z = H$, atm

T : temperatur gas saat $Z = H$, K

M. Menghitung Tebal Shell (ts)

Tebal *shell* dihitung dengan persamaan berikut:

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13.1})$$

ts : tebal *shell* minimum, in

P : *design pressure*, psig

r_i : jari-jari dalam *shell* (0,5 · ID_s), in

f : *maximum allowable stress* (Tabel 13.1 Brownell), psig

E : efisiensi pengelasan (Tabel 13.2 Brownell)

C : *corrosion allowance*, in

Direncanakan bahan yang digunakan untuk *shell* terbuat dari *carbon steel* SA 212

grade B, dengan spesifikasi:

f = 17500 psi

E = 0,85 (*single-welded*)

C = 0,125 in

P = 13 atm, over design 20%

P = 229,257 psi

r_i = 27,061 in

ts = 0,55 in

Digunakan ts standar = 0,625 in

OD_s = ID_s + 2ts = 55,373 in

N. Menghitung Tinggi dan Tebal Head

Bahan yang digunakan untuk *head* sama dengan bahan *shell* yaitu *carbon steel SA 212 grade B*, dan *head* yang dipilih berbentuk *Elliptical dished heads/Ellipsoidal* karena cocok digunakan untuk tekanan lebih dari 200 psi. (Brownell, 1959)

Tebal head dihitung dengan persamaan:

$$th = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2.P} + C \quad (\text{Brownell, pers. 13.10})$$

th : tebal head, in

$$th = 0,543 \text{ in}$$

Digunakan th standar = 0,625 in

Berdasarkan *tabel 5.8 Brownell*, didapatlan sf = 3 ~ 3,5 (diambil 3,5 in)

Tinggi head (OA) dihitung dengan cara sebagai berikut:

$$a = \frac{IDS}{2} = 27,061 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 23,436 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 50,375 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC^2 - AB^2)} = 44,591 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 9,409 \text{ in}$$

$$OA = th + b + sf = 13,534 \text{ in} = 0,344 \text{ m}$$

O. Menghitung Tinggi Reaktor Total (Hr) dan Volume Reaktor

$$\text{Tinggi reaktor (H)} = 1,960 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi reaktor total (Hr)} = H + 2 \cdot OA = 2,648 \text{ m}$$

Volume reaktor diperoleh dari volume shell ditambah 2 kali volume head.

$$\text{Volume head} = 0,000076 \cdot IDS^3 \quad (\text{Brownell, pers.5.11})$$

$$= 0,341 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} \cdot \text{ID}_s^2 \cdot H$$

$$= 2,909 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = \text{volume shell} + 2 \text{ volume head}$$

$$= 3,592 \text{ m}^3$$

P. Menghitung Diameter Pipa Pemasukan dan Pengeluaran Reaktor dan Pipa Pendingin

1. Diameter pipa pemasukan gas

$$\text{Flowrate gas masuk reaktor} = \frac{W_T}{\rho_0} = 11000,0312 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas gas umpan} = 9,364 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Diameter optimum (Dopt)} = 293G^{0,53} \cdot P^{-0,37} \quad (\text{Coulson, pers. 5.14})$$

$$= 0,231 \text{ m}$$

$$= 9,114 \text{ in}$$

Digunakan diameter pipa standar (*Appendix K, Brownell*) dengan spesifikasi:

$$\text{OD} = 10,75 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 10,02 \text{ in}$$

$$\text{Sch} = 40$$

2. Diameter pipa pengeluaran gas

$$\text{Flowrate gas keluar reaktor} = \frac{W_T}{\rho} = 11000,031 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas gas keluar} = 9,271 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Diameter optimum (Dopt)} = 293G^{0,53} \cdot P^{-0,37} \quad (\text{Coulson, pers. 5.14})$$

$$= 0,232 \text{ m}$$

$$= 9,147 \text{ in}$$

Digunakan diameter pipa standar (*Appendix K, Brownell*) dengan spesifikasi:

$$\text{OD} = 10,75 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 10,02 \text{ in}$$

$$\text{Sch} = 40$$

3. Diameter pipa pemasukan dan pengeluaran pendingin

Direncanakan pipa pemasukan dan pengeluaran pendingin berukuran sama, karena debit dan densitas dianggap tetap.

$$\text{Flowrate pendingin masuk} = \frac{Wp}{\rho_p} = 24.905,960 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas pendingin} = 984,758 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Diameter optimum (Dopt)} = 293G^{0,53} \cdot P^{-0,37} \quad (\text{Coulson, pers. 5.14})$$

$$= 4,883 \text{ m}$$

$$= 192,226 \text{ in}$$

Digunakan diameter pipa standar (*Appendix K, Brownell*) dengan spesifikasi:

$$\text{OD} = 2,88 \text{ in}$$

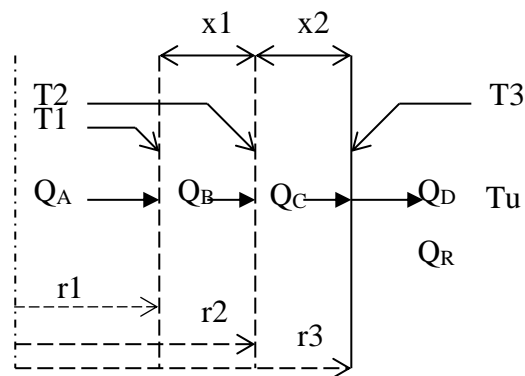
$$\text{ID} = 2,46 \text{ in}$$

$$\text{Sch} = 40$$

Q. Menentukan Tebal Isolator

Asumsi:

- Kedaan steady state
- Suhu dinding luar isolator = 60 °C
- Suhu udara luar = 35 °C



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam shell

r_2 = jari-jari luar shell

r_3 = jari-jari isolator luar

x_1 = tebal plat dinding shell

x_2 = tebal isolator

T_1 = suhu dinding dalam reaktor

T_2 = suhu dinding luar reaktor

T_3 = suhu isolator luar

T_u = suhu udara luar

Data lain yang diperlukan :

- Diameter shell, $D = 1,406$ m
- Tebal plat dinding shell, $x_1 = 0,02$ m
- Suhu dinding dalam shell, $T_1 = 290^{\circ}\text{C} = 554^{\circ}\text{F}$
- Suhu isolator dalam, $T_3 = 60^{\circ}\text{C} = 140^{\circ}\text{F}$
- Suhu isolator luar, $T_4 = 35^{\circ}\text{C} = 95^{\circ}\text{F}$
- Bahan dinding shell = carbon steel dengan $k = 40,1970$ W/m. $^{\circ}\text{C}$

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

- Perpindahan konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor (Q_A)
- Perpindahan konduksi dari dinding shell dalam ke dinding shell luar reaktor (Q_B)
- Perpindahan konduksi dari dinding shell luar ke permukaan luar isolator (Q_C)
- Perpindahan konveksi (Q_D) dan radiasi (Q_R) dari permukaan luar isolator ke udara bebas

- sifat-sifat fisis bahan

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

$$K_{is} = 0,158 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

* carbon steel : $k_s = 40,197 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

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

$$T_f = 320 \text{ K}$$

$$\nu = 0,000018 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k = 0,028 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$Pr = 0,7035$$

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

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

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

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,69 \text{ m}$$

$$r_2 = 0,70 \text{ m}$$

$$L = 1,96 \text{ m}$$

a. Perpindahan panas konduksi

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

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

b. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hc.A.(T_3 - T_4)$$

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

Karena $Gr_L.Pr > 10^9$, sehingga :

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

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

c. Panas radiasi

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

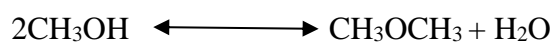
$$Q_R = \varepsilon.\sigma.2.\pi.r_3.L.(T_3^4 - T_4^4) \dots\dots(d)$$

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

$$T_2 = 563,0002 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 12,258 \text{ cm}$$

R. Perhitungan (ΔH)reaksi



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

Tabel 7 Tetapan kapasitas panas fase gas (J/mol.K)

KOMPONEN	A	B	C	D	E
DME	34,668	0,07029300	0,0001653	-1,7675x10 ⁻⁷	4,9313x10 ⁻¹¹

MeOH	40,046	-0,03828700	0,00024529	$-2,1679 \times 10^{-7}$	$5,9909 \times 10^{-11}$
Air	33,9330	-0,00841860	$2,9906 \times 10^{-5}$	$-1,7825 \times 10^{-8}$	$3,6934 \times 10^{-12}$

Suhu masuk reaktor (TR) = 290°C

$$= 563 \text{ K}$$

Suhu referensi (Tref) = 25°C

$$= 298 \text{ K}$$

Tabel 8 Perhitungan Panas Reaksi Reaktor

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)	Qreaksi, kJ/jam	
			Reaktan	Produk
CH ₃ OH	4905926,166	981185,233	-68895397,509	-13779079,502
C ₂ H ₆ O	4539,530	3026353,161	-37935,871	-25290580,470
H ₂ O	8627,855	1267134,523	-227403,202	-33397693,321
Total	4919093,551	5274672,916	-69160736,581	-72467353,293
ΔHrx 298 =			-3306616,712	

Dari data didapat: ΔH reaksi

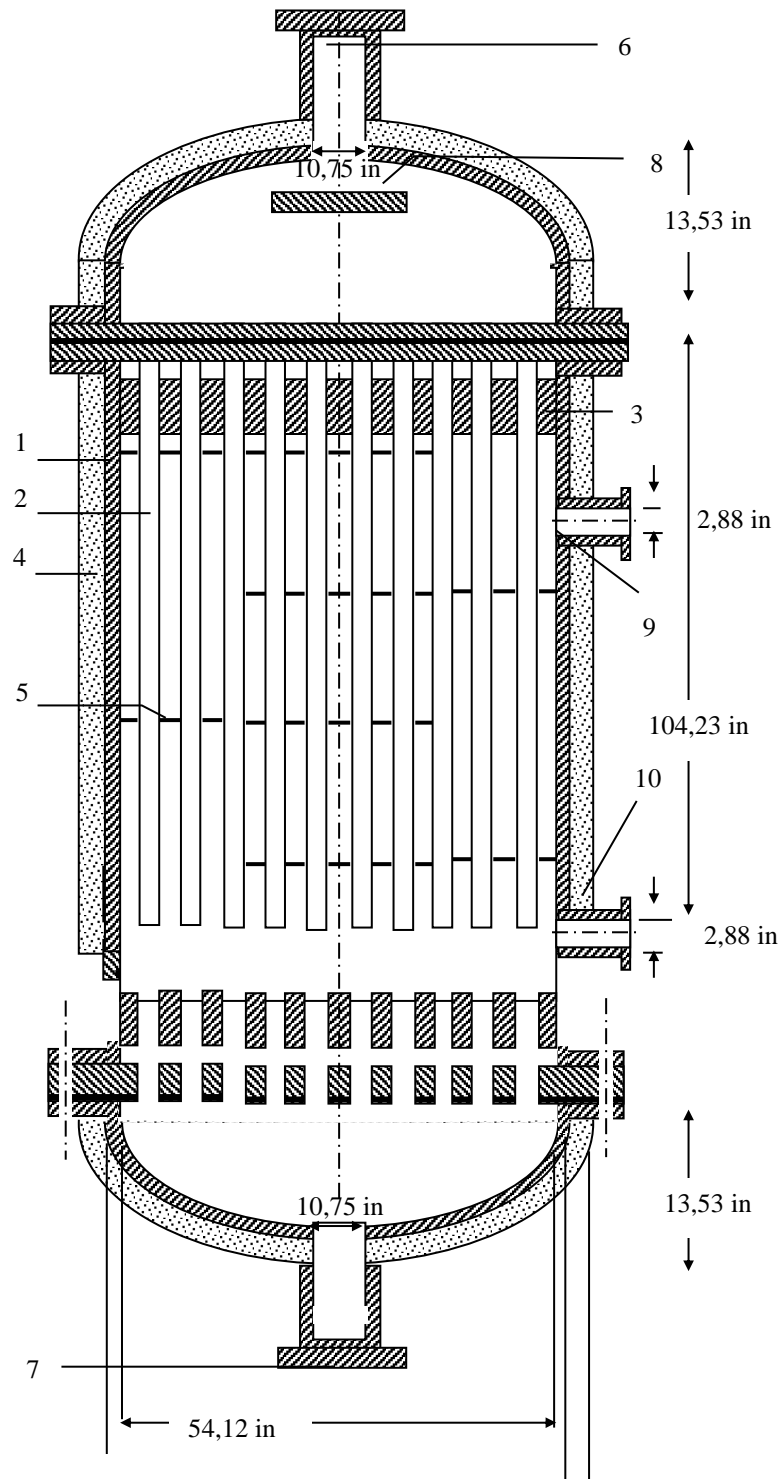
$$\Delta H_{R 298} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

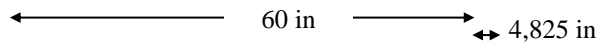
$$= -3306616,712 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_r = 4919093,551 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_p = 5274672,916 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_R = -2951037,347 \text{ kJ/kmol}$$

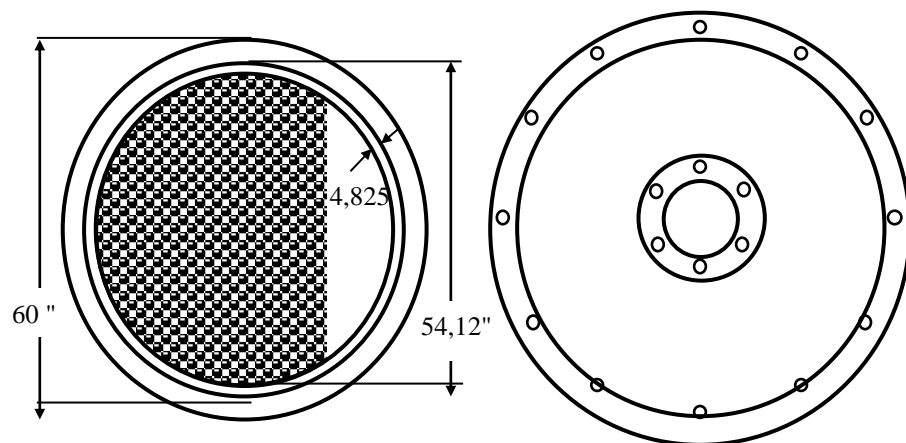
Gb.A-1 Reaktor *Fixed Bed Multitube*



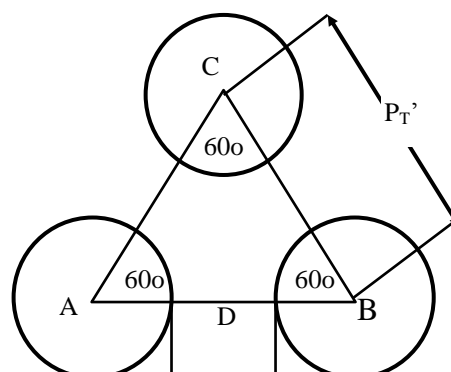
Keterangan :

- | | |
|-------------------|----------------------------------|
| 1. <i>Shell</i> | 6. Lubang pemasukan produk |
| 2. <i>Tube</i> | 7. Lubang pengeluaran reaktan |
| 3. Pemegang pipa | 8. Distributor |
| 4. <i>Isolasi</i> | 9. Lubang pemasukan pendingin |
| 5. <i>Baffle</i> | 10. Lubang pengeluaran pendingin |

Bagian-bagian Reaktor

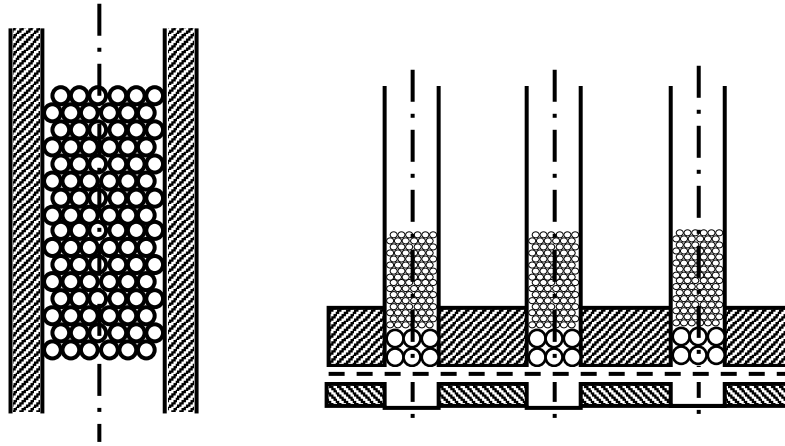


Penampang Reaktor





Susunan Pipa dalam Reaktor



Gb.A-2 Penampang Pipa dan Katalis