

LAMPIRAN A

Kode : R-01

Tugas : Mereaksikan umpan Reaktor-01 berupa CO₂ sebanyak 20922,004 kg/jam dan H₂ sebanyak 2853,001 kg/jam sehingga menghasilkan produk berupa metanol sebanyak 7002,161 kg/jam dengan konversi CO₂ sebesar 48,80%

Jenis : Reaktor *Fixed bed multitubular* dilengkapi dengan pendingin

Fase : Gas

Kondisi Operasi : T = 220°C

P = 50 bar

Sifat Reaksi Eksotermis (Adiabatis, Isotermal)

1. Reaksi Sintesis Metanol

Reaksi sintesis metanol dari hidrogenasi CO₂ dapat dituliskan sebagai berikut :

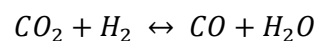
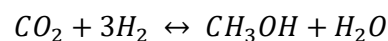


Kondisi reaksi dijalankan pada kisaran suhu 200 °C - 400 °C dan tekanan 50 – 100 atm. Secara keseluruhan reaksi sintesis metanol bersifat eksotermis.

2. Kinetika Reaksi dan Kesetimbangan

Reaksi sintesis metanol dilakukan pada fase gas dengan bantuan katalis padat CuO/ZnO/Al₂O₃. Reaksi pada katalis padat melibatkan tiga tahap, yaitu tahap adsorpsi reaktan ke permukaan katalis, tahap reaksi permukaan, dan tahap desorpsi produk dari permukaan reaktan. Model kinetika reaksi mengikuti model dari Vanden dan Froment, 1996, yang mengajukan model kinetika reaksi sintesis metanol sebagai berikut :

Reaksi :



Kinetika :

$$r_{CH_3OH} = \frac{k_1 \cdot p_{CO_2} \cdot p_{H_2} \cdot \left(1 - \frac{1}{K_1^{eq}} \frac{p_{CH_3OH} \cdot p_{H_2O}}{p_{CO_2} \cdot p_{H_2}^3}\right)}{\left(1 + K_{WH} \cdot \frac{p_{H_2O}}{p_{H_2}} + \sqrt{K_{H_2} \cdot p_{H_2}} + K_{H_2O} \cdot p_{H_2O}\right)^3}$$

$$r_{RWGS} = \frac{k_2 \cdot p_{CO_2} \cdot \left(1 - K_2^{eq} \frac{p_{CO} \cdot p_{H_2O}}{p_{CO_2} \cdot p_{H_2}}\right)}{\left(1 + K_{WH} \cdot \frac{p_{H_2O}}{p_{H_2}} + \sqrt{K_{H_2} \cdot p_{H_2}} + K_{H_2O} \cdot p_{H_2O}\right)}$$

Keterangan : RWGS = *Reverse Water Gas Shift*

dengan data konstanta kinetika dan kesetimbangan sebagai berikut :

| $k = A \cdot \exp(B/R \cdot T)$ | A | B |
|--|--------------------------|--------|
| $K_{H_2}^{0,5}$ (bar ^{-0,5}) | 0,499 | 17197 |
| K_{H_2O} (bar ⁻¹) | 6,62 x 10 ⁻¹¹ | 124119 |
| K_{WH} | 3453,38 | - |
| k_1 (mol/kg. s. bar ²) | 1,07 | 36696 |
| k_2 (mol/kg. s. bar) | 1,22 x 10 ¹⁰ | -94765 |
| $K^{eq} = 10^{(A/T-B)}$ | A | B |
| K_1^{eq} (bar ⁻²) | 3066 | 10,592 |
| K_2^{eq} | 2073 | 2,029 |

Dari hasil penelitian Vanden dan Frommet, reaksi sintesis metanol dari hidrogenasi CO₂ hanya melalui dua tahap reaksi, yaitu reaksi 1 dan 2.

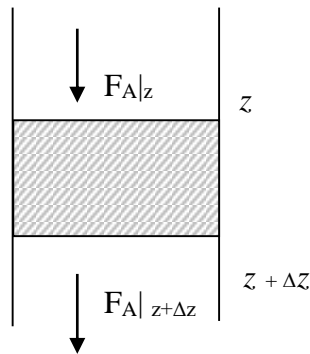
3. Persamaan-persamaan Matematis Reaktor

Neraca Massa pada Reaktor

| Komponen | MR | Input | | Output | |
|--------------------|----|-----------|----------|-----------|----------|
| | | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| CO ₂ | 44 | 20922,004 | 475,500 | 10712,066 | 243,456 |
| H ₂ | 2 | 2853,001 | 1426,500 | 1513,642 | 756,821 |
| CH ₃ OH | 32 | 0 | 0 | 7002,161 | 218,818 |
| H ₂ O | 18 | 0 | 0 | 4176,793 | 232,044 |
| CO | 28 | 0 | 0 | 370,342 | 13,227 |
| Total | | 23775,005 | 1902 | 23775,005 | 1464,365 |

a. Persamaan neraca massa pada elemen volum

Penyusunan neraca massa dibuat pada elemen volume di sebuah pipa dalam reaktor. Dalam hal ini diasumsikan tidak ada distribusi komposisi arah radial, sehingga arah axial saja yang ditinjau (karena $L/D \gg 1$)



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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

➤ Kecepatan reaksi (-r_A) :

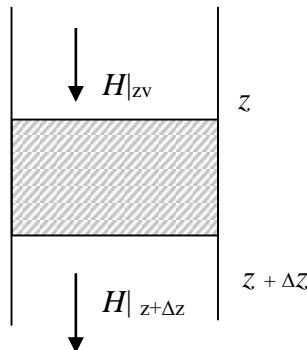
$$-r_A = k_o \cdot \exp\left[\frac{-E_a}{R \cdot T}\right] \cdot \frac{F_{A0} \cdot (1 - X)}{F_{T0}} \cdot P \quad \begin{array}{l} k_o = 1,07 \text{ mol/kg.s.bar}^2 \\ E_a = 36.696 \text{ J/mol} \end{array}$$

Dari penjabaran di atas didapat :

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

$$\frac{dx}{dZ} = k_o \cdot \exp\left[\frac{-E_a}{R \cdot T}\right] \cdot \frac{F_{A0} \cdot (1-x)}{F_{T0}} \cdot P \cdot \frac{\pi \cdot ID^2 \cdot Nt}{4 \cdot F_{A0}} \dots\dots\dots(1)$$

b. Persamaan neraca panas pada elemen volum



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

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot V - Ud \cdot Nt \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \Delta z \cdot Nt - Ud \cdot Nt \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \Delta z \cdot Nt + Ud \cdot Nt \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot Nt + Ud \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

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

$$-\frac{dH}{dz} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot Nt + Ud \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{dH}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot Nt - Ud \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

Dimana :

$$H = Q = \sum Fi \cdot Cpi \cdot (T - T_{ref})$$

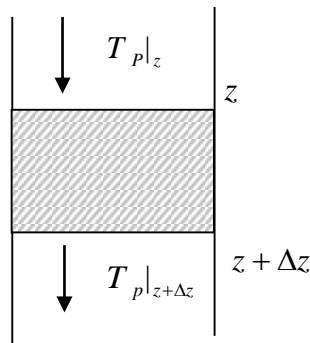
$$dH = \sum Fi \cdot Cpi \cdot dT$$

Sehingga :

$$\sum Fi.Cpi.\frac{dT}{dz} = (-r_A).\Delta H_R.\frac{\pi}{4}.ID^2.Nt - Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{F_{A0}(\Delta H_R).\frac{dx}{dz} - Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)}{\sum Fi.Cpi} \dots\dots\dots(2)$$

c. Persamaan neraca panas pendingin



Heat of input - Heat of output + Heat transfer = Acc

$$Wp.Cp_p.Tp|_z - Wp.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z} + Ud.Nt.\Delta z.\pi.OD.(T - T_p) = 0$$

$$Wp.Cp_p.Tp|_z - Wp.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z} = -Ud.Nt.\Delta z.\pi.OD.(T - T_p)$$

$$\frac{Wp.Cp_p.Tp|_z - Wp.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{Wp.Cp_p.Tp|_z - Wp.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)$$

$$-\frac{dT_p}{dz} = -\frac{Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)}{Wp.Cp_p}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)}{Wp.Cp_p} \dots\dots\dots(3)$$

d. Pressure drop

Pressure drop pada reaktor dicari menggunakan persamaan Ergun (Fogler, p.159)

$$\frac{dP}{dz} = - \frac{Gt}{\rho_g \cdot g \cdot D_p} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu}{D_p} + 1.75 \cdot Gt \right] \dots\dots\dots(4)$$

Persamaan 1, 2, 3 dan 4 merupakan persamaan diferensial simultan maka digunakan metode Euler untuk menyelesaikannya, sehingga diperoleh konversi reaksi, panjang reaktor, suhu reaksi keluar dan suhu pendingin keluar.

4. Langkah Perancangan

a. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor jenis fixed bed multitubes dengan pertimbangan :

- ✓ Reaksi berada dalam fasa gas dengan katalis padat
- ✓ Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- ✓ Umur katalis panjang
- ✓ Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- ✓ Pengendalian suhu relatif mudah karena dipakai tipe *shell* dan *tube*
- ✓ Mencegah terjadinya *partial melting*, akibat dari naiknya temperatur (profil suhu reaktor vs panjang *tube*), bila memakai *single tube*, dikhawatirkan suhu makin naik secara konstan

b. Menentukan Bahan Konstruksi

Dalam perancangan digunakan bahan konstruksi *Stainless Steel SA 167 grade 3 tipe 304* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- ✓ Memiliki allowable stress cukup besar
- ✓ Mampu bertahan pada tekanan tinggi
- ✓ Harga relatif murah
- ✓ Bahan tahan korosi

c. Perhitungan data fisis

1. Perhitungan Panas Reaksi

Panas reaksi dihitung dengan,

$$(-\Delta H_R^0) = \left(\sum \Delta H_f^0 \right)_{produk} - \left(\sum \Delta H_f^0 \right)_{reaktan}$$

$$(-\Delta H_R) = (-\Delta H_R^0) + \int_{T_{ref}}^T \left(\sum v_i C_{p_i} \right) \cdot dT$$

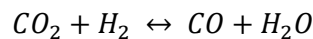
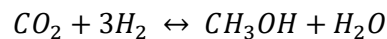
Berikut data panas pembentukan pada fasa gas untuk beberapa komponen

(Yaws, 1999).

| Komponen | BM (kg/kmol) | A | B | C | D | E |
|--------------------|--------------|--------|------------|-------------|-------------|-------------|
| CO ₂ | 44 | 27,437 | 0,042315 | -1,9555E-05 | 3,9968E-09 | -2,9872E-13 |
| H ₂ | 2 | 25,399 | 0,020178 | -3,8549E-05 | 3,188E-08 | -8,7585E-12 |
| CH ₃ OH | 32 | 40,046 | -0,038287 | 0,000245293 | -2,1679E-07 | 5,9909E-11 |
| H ₂ O | 18 | 33,933 | -0,0084186 | 0,000029906 | -1,7825E-08 | 3,6934E-12 |
| CO | 28 | 29,556 | -6,58E-03 | 2,01E-05 | -1,22E-08 | 2,26E-12 |

| ΔH_f 298 K (kJ/kmol) | ΔH (kJ/kmol) | $N_i \cdot \int C_p \cdot dT$ input | $N_i \cdot \int C_p \cdot dT$ output |
|------------------------------|----------------------|-------------------------------------|--------------------------------------|
| -393500 | 8055,490 | 3830386,253 | 1961157,762 |
| 0 | 5670,481 | 8088942,481 | 4291539,900 |
| -201170 | 10038,240 | 0 | 2196543,049 |
| -241800 | 6690,242 | 0 | 1552430,921 |
| -110500 | 5738,108 | 0 | 75895,143 |
| Total | | 11919328,735 | 10077566,774 |

Perhitungan panas reaksi,



$$(\Delta H_{298K})_{rxn} = \Delta H_{f_{produk}} - \Delta H_{f_{reaktan}}$$

$$(\Delta H_{298K})_{CH_3OH} = -49.470 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$(\Delta H_{298K})_{RWGS} = 41200 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$\Delta H_{rxn} = \Delta H_{298K} + \Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan}$$

$$\Delta H_{CH_3OH} = -57.808,449 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{RWGS} = 39.902,379 \text{ kJ/kmol}$$

$$r = \frac{F_{CO2_{awal}} - F_{CO2_{sisa}}}{BM_{CO2}}$$

$$r_{CH_3OH} = 4,97 \frac{kJ}{jam}$$

$$r_{RWGS} = 0,30 \frac{kJ}{jam}$$

$$\Delta H_{rx} = r_{CH_3OH} \cdot \Delta H_{CH_3OH} + r_{RWGS} \cdot \Delta H_{RWGS} = -275.493,9 \text{ kJ/kmol}$$

2. BM rata-rata Gas (BM_G)

$$BM_G = \sum_{i=1}^N Y_i \cdot BM_i$$

Dimana :

Y_i = fraksi mol komponen i

BM_i = BM komponen i

Didapatkan berat molekul rata-rata gas = 12,5 kg/kmol

3. Z umpan masuk reaktor

Berdasarkan Fig. 3.15 (Smith van Ness), untuk menentukan Z menggunakan koefisien virial dengan menggunakan persamaan 3.61 sampai 3.66

$$B^0 = \frac{BPc}{RTc} = B^0 + \omega B^1$$

$$Z = 1 + \frac{BP}{RT} = 1 + B^0 \frac{Pr}{Tr}$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BPc}{RTc} \right) \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}}$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}}$$

$$\frac{BPc}{RTc} = B^0 + \omega B^1$$

| Komponen | BM | Y _i | Tr (K) | Pr (atm) |
|----------|----|----------------|--------|----------|
| CO2 | 44 | 0,25 | 1,621 | 0,677 |
| H2 | 2 | 0,75 | 14,863 | 3,808 |
| CH3OH | 32 | 0 | 0,962 | 0,618 |
| H2O | 18 | 0 | 0,762 | 0,227 |
| CO | 28 | 0 | 3,710 | 1,429 |
| Total | | 1 | 21,918 | 6,759 |

| Bo | B1 | BPc/RTc | Pr/Tr | Z | Yi.Z |
|-----------|-----------|----------------|--------------|----------|-------------|
| -0,112 | 0,116 | -0,085 | 0,418 | 0,964 | 0,241 |
| 0,077 | 0,139 | 0,047 | 0,256 | 1,012 | 0,759 |
| -0,366 | -0,063 | -0,402 | 0,642 | 0,742 | 0 |
| -0,569 | -0,399 | -0,707 | 0,297 | 0,790 | 0 |
| 0,031 | 0,138 | 0,040 | 0,385 | 1,016 | 0 |
| -0,938 | -0,069 | -1,107 | 1,999 | 4,524 | 1,0001 |

Diperoleh Z umpan masuk reaktor = 1,0001

4. Volume gas masuk reaktor

$$V_g = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P}$$

Dimana :

n = mol umpan, mol/dtk = 528,333 mol/s

R = Konstanta gas, $\text{cm}^3 \cdot \text{atm} / \text{gmol} \cdot \text{K} = 82,05 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm} / \text{gmol} \cdot \text{K}$

T = temperatur, K = 493,15 K

P = Tekanan, atm = 49,35 atm

Didapatkan laju alir volumetric (V_g) = 0,433 m^3/s

5. Densitas gas campuran

$$\rho_G = \frac{P \cdot B M_G}{R \cdot T \cdot Z}$$

Didapatkan densitas gas campuran (ρ_G) = 15,244 kg/m^3

6. Viskositas Umpan (μ)

Viskositas fase gas dihitung dengan persamaan empiris :

$$\mu_{gas} = A + B \cdot T + C \cdot T^2, \text{ micropoise}$$

Berikut data konstanta untuk perhitungan viskositas :

| Komponen | A | B | C |
|-----------------|----------|------------|-------------|
| CO2 | 11,336 | 4,992,E-01 | -1,088,E-04 |
| H2 | 27,758 | 2,120,E-01 | -3,280,E-05 |
| CH3OH | -14,236 | 3,894,E-01 | -6,276,E-05 |
| H2O | -36,826 | 4,290,E-01 | -1,620,E-05 |
| CO | 23,811 | 5,394,E-01 | -1,541,E-04 |

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

Sehingga diperoleh $\mu_{gas} = 1,01474\text{E-}05 \text{ lb}/\text{ft} \cdot \text{s}$

7. Konduktivitas Umpam (k)

Menentukan konduktivitas campuran gas digunakan persamaan :

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

Berikut data konstanta untuk perhitungan konduktivitas :

| Komponen | A | B | C |
|--------------------|-------------|------------|-------------|
| CO ₂ | -1,183,E-02 | 1,017,E-04 | -2,224,E-08 |
| H ₂ | 3,951,E-02 | 4,592,E-04 | -6,493,E-08 |
| CH ₃ OH | 2,340,E-03 | 5,434,E-06 | 1,315,E-07 |
| H ₂ O | 5,300,E-04 | 4,709,E-05 | 4,955,E-08 |
| CO | 1,580,E-03 | 8,251,E-05 | -1,908,E-08 |

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

| Komponen | y _i | k _{gas} W/m.K | y _i k _{gas} W/m.K |
|--------------------|----------------|---------------------------|--|
| CO ₂ | 0,25 | 3,29E-02 | 8,23E-03 |
| H ₂ | 0,75 | 2,50E-01 | 1,88E-01 |
| CH ₃ OH | 0 | 3,70E-02 | 0 |
| H ₂ O | 0 | 3,58E-02 | 0 |
| CO | 0 | 3,76E-02 | 0 |
| Total | 1 | 0,3935 | 0,1959 |

Sehingga diperoleh k campuran = 0,196 W/m.K

8. Kapasitas Panas

Kapasitas panas fase gas dihitung dengan persamaan empiris dari Yaws, 1999 :

$$C_{p,g} = A + B.T + C.T^2 + D.T^3 + E.T^4$$

Berikut data konstanta untuk perhitungan kapasitas panas :

| Komponen | A | B | C | D | E |
|--------------------|--------|-------------|-------------|------------|------------|
| CO ₂ | 27,437 | 4,232,E-02 | -1,956,E-05 | 3,997E-09 | -2,987E-13 |
| H ₂ | 25,399 | 2,018,E-02 | -3,855,E-05 | 3,188E-08 | -8,759E-12 |
| CH ₃ OH | 40,046 | -3,829,E-02 | 2,453,E-04 | -2,168E-07 | 5,991E-11 |
| H ₂ O | 33,933 | -8,419,E-03 | 2,991,E-05 | -1,783E-08 | 3,693E-12 |
| CO | 29,556 | -6,581,E-03 | 2,013,E-05 | -1,223E-08 | 2,262E-12 |

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

Kapasitas panas campuran dihitung dengan persamaan :

$$C_{p,mix} = \sum x_i \cdot C_{p,i}$$

Dimana x_i adalah fraksi mol komponen i dan C_{pi} adalah kapasitas panas tiap mol komponen i.

Diperoleh C_p gas campuran = 11,230 kJoule/kg K

d. Menentukan spesifikasi *Shell and Tube*

- Pemilihan tempat katalisator (*tube*)
- Katalisator

Katalis yang dipakai adalah Cu/ZnO/Al₂O₃ dengan pertimbangan katalis ini sudah terbukti kemampuannya pada skala komersial dan selektivitasnya cukup tinggi. Dimensi katalis yang dipakai :

Diameter : 5,5 mm

Panjang : 3,5 mm

Densitas *bulk* : 1200 kg/m³

Densitas *true* : 1775 kg/m³

Bila dinyatakan dalam diameter bola secara ekivalen yang mempunyai volume yang sama dengan silinder (partikel), maka :

$$V_s = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot L = 0,083 \text{ cm}^3$$

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh ratio D_p/D_T terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi katalisator dibanding dengan pipa kosong yaitu hw/h , telah diteliti oleh Colburns (Smith, 1981)

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

Dipilih $D_p/D_t = 0,15$ karena memberikan nilai hw/h yang paling besar (transfer panas yang baik)

Dimana:

D_p : Diameter katalisator, cm

D_T : diameter tube, inchi

hw = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h_i = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi kosong, cal/j.cm².K

Sehingga:

$$D_p/D_T = 0,15$$

$$D_p = 0,55 \text{ cm}$$

$$D_t = \left(\frac{0,55 \text{ cm}}{0,15} \right) = 3,67 \text{ cm} = 1,44 \text{ in}$$

1. Jenis dan ukuran tube

Dari hasil perhitungan, diambil ukuran pipa standart, (Kern Q. D, 1950)

| | |
|-------------------|------------------------|
| Ukuran pipa IPS | = 1,5 in |
| OD | = 1,9 in |
| ID | = 1,61 in |
| Flow area perpipa | = 2,04 in ² |
| Schedule number | = 40 |

Pipa tersusun secara *triangular pitch*

2. Menghitung mass velocity umpan (Gt)

Asumsi Re = 3100

$$G_t = \frac{Re \cdot \mu}{D_t} = 30.641,471 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

3. Jumlah tube (Nt)

G (jumlah massa umpan gas) = 23.775,005 kg/jam

Luas penampang total :

$$a_t = \frac{G}{G_t} = 0,776 \text{ m}^2$$

Luas penampang pipa :

$$A_0 = \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot \varepsilon = 6,564 \text{ cm}^2 = 0,001 \text{ m}^2$$

Jumlah pipa maksimal :

$$Nt_{\max} = \frac{A_t}{A_0} = 1182 \text{ buah}$$

Kecepatan volumetrik ;

$$Q_v = \frac{G}{\rho_g} = 1.559,621 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V_{\max} = \sqrt{\frac{4(\rho_b - \rho_g)g \cdot Dp}{3 \cdot \rho_g \cdot f_D}} = 3,739 \text{ m/s}$$

$$A_t = \frac{Q_v}{V_{\max}} = 0,116 \text{ m}^2$$

Jumlah pipa minimum :

$$Nt_{\min} = \frac{A_t}{A_0} = 186 \text{ buah}$$

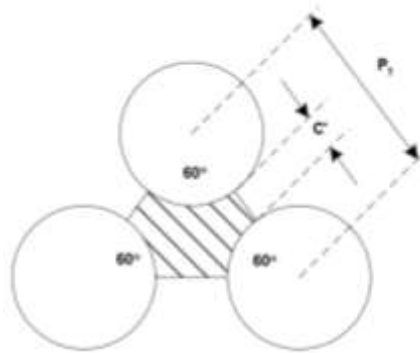
Diambil jumlah tube sebanyak 456 tube

4. Lay Out pipa dalam reactor

Susunan tube = Triangular

Pitch tube (Pt) = 1,25 ODt = 2,375 in = 6,033 cm

Clearance (C') = Pt - ODt = 0,475 in = 1,207 cm



Luas penampang shell = luas pipa total

$$\begin{aligned} \frac{\pi}{4} ID_s^2 &= 2 \times Nt \times \text{luas segitiga sama sisi} \\ &= 2 \times Nt \times (0,5 \cdot Pt^2 \cdot \sin 60) \\ &= 0,866 \cdot Pt^2 \cdot Nt \end{aligned}$$

5. Diameter Equivalen (De)

Diameter equivalen dapat diartikan sebagai diameter dari area dalam shell, bila dipandang sebagai pipa. (Kren, 1965)

$$D_{es} = \frac{4 \left(0,5 \cdot Pt^2 \cdot 0,866 - 0,5 \cdot \pi \cdot \frac{OD^2}{4} \right)}{0,5 \cdot \pi \cdot OD} = 2,8 \text{ in}$$

6. Diameter dalam shell (IDs)

Diameter shell yang dipakai untuk Nt pipa

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,866 \cdot Nt \cdot Pt^2}{\pi}} = 3,024 \text{ m}$$

7. Baffle space (B)

Baffle space (B) = 0,25 x IDs = 29,759 in (Kern Q. D, 1965)

8. Flow area shell

$$a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot Pt} = 4,920 \text{ ft}^2$$

9. Mass velocity sisi shell (air pendingin)

w_s (laju air pendingin) = 11.977,212 kg/jam

$$G_s = \frac{w_s}{a_s} = 5.366,791 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

10. Bilangan reynold sisi shell (downtherm A)

Media pendingin dalam reaktor digunakan *Downtherm A*

- T = 200 – 750 F (366,3 – 671,89 0K)
- BM = 165
- Cp = 0,11152 + 0,0003402 T (cal/g K)
- Densitas, ρ = 1,3644 – 9,7073*10⁻⁴ T (g/cm³)
- Konduktifitas termal, K = 1,512 – 0,0010387 T (cal/g cm K)
- Viskositas, μ = 35,5898 – 6,04212 T (g/cm J)

Suhu *downtherm A* = 20 °C = 293,15 K

$$Re_s = \frac{De \times G_t}{\mu} = 802,505 \text{ (aliran laminar)}$$

11. Koefisien perpindahan panas

| <i>Shell, Downtherm A</i> | <i>Tube, Reaktan</i> |
|---|---|
| <ul style="list-style-type: none"> • Menghitung Bilangan Prandtl (Pr) $C_p = 0,211 \text{ cal/gr.K}$ $k = 1,208 \text{ cal/cm.jam.K}$ $Re_s = \frac{De \times G_t}{\mu} = 802,505$ | <ul style="list-style-type: none"> • Menghitung Bilangan Prandtl (Pr) $Pr = \frac{C_p \times \mu}{k} = 0,87$ |
| <ul style="list-style-type: none"> • Menghitung koefisien perpindahan panas (h_o) $De = \frac{4 \cdot Pt^2 - \mu \cdot OD^2}{4 \cdot \mu \cdot OD} = 0,233 \text{ ft}$ | <ul style="list-style-type: none"> • Menentukan nilai Jh Dari figure 28 Kern diperoleh nilai jH = 15 |

| <i>Shell, Downtherm A</i> | <i>Tube, Reaktan</i> |
|--|--|
| $h_o = jH \cdot \left(\frac{k_s}{D_e} \right) \left(\frac{Cp_s \cdot \mu_s}{k_s} \right)^{1/3}$ $= 397,259 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$ | <ul style="list-style-type: none"> Menghitung koefisien perpindahan panas (hi) $h_i = jH \left(\frac{k}{D} \right) (\text{Pr})^{1/3}$ $= 9,647 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$ |
| | <ul style="list-style-type: none"> Koreksi hi ke permukaan pada diameter luar tube $h_{io} = h_i \left(\frac{ID}{OD} \right)$ $= 8,175 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$ |

- **Menghitung koefisien perpindahan panas bersih (Uc)**

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 9,418 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

- **Menghitung Dirt Overall Coefficient (Ud)**

$$U_d = \frac{1}{R_d + \frac{1}{U_c}} = 8,534 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

e. Mechanical Design

1. Tube

| | |
|--------------------------------------|------------------------------|
| Jenis pipa | = Stainless Steel SA 167 |
| Susunan pipa | = Triangular Pitch |
| Ukuran Pipa | (Kern, 1983) |
| Diameter Nominal (IPS) | = 1,5 in |
| Schedule Number | = 40 |
| Diameter luar (OD) | = 1,9 in |
| Diameter dalam (ID) | = 1,61 in |
| Luas penampang pipa | = 2,04 in ² |
| Luas permukaan luar perpanjang pipa | = 0,4980 ft ² /ft |
| Luas permukaan dalam perpanjang pipa | = 0,4220 ft ² /ft |
| Factor design | = 20% |

| | |
|--------------------------------|-------------|
| Panjang pipa | = 5,22 m |
| Jarak antara 2 pusat pipa (PT) | = 1,25 OD |
| | = 2,375 in |
| Clearance (C = PT – OD) | = 0,4750 in |
| Jumlah pipa | = 456 buah |

2. Shell

- a) Tekanan design (max overdesign 20%)

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 49,35 \text{ atm} \\ &= 725,45 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$P \text{ design} = 870,534 \text{ psi}$$

$$P \text{ gage} = 855,834 \text{ psi}$$

- b) Bahan konstruksi shell

Dipilih material : Stainless Steel SA 167 grade 3 tipe 304

- c) Tebal dinding shell

Tebal dinding shell dihitung dengan persamaan :

$$ts = \frac{Pxr}{fxE - 0.6P} + c \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Dari tabel 13.1, Brownell, 1959. diperoleh :

$$\text{Tekanan yang diijinkan (f)} = 15.100 \text{ psi}$$

$$\text{Efficiency pengelasan (E)} = 0,8$$

$$\text{Faktor korosi (c)} = 0,125$$

$$\text{Dengan IDs} = 119,037 \text{ in}$$

$$ts = 4,608 \text{ in}$$

$$= 5 \text{ in (standar)}$$

$$\text{ODs} = \text{IDs} + 2 \text{ (tebal shell)}$$

$$= 129,037 \text{ in}$$

$$= 3,277 \text{ m}$$

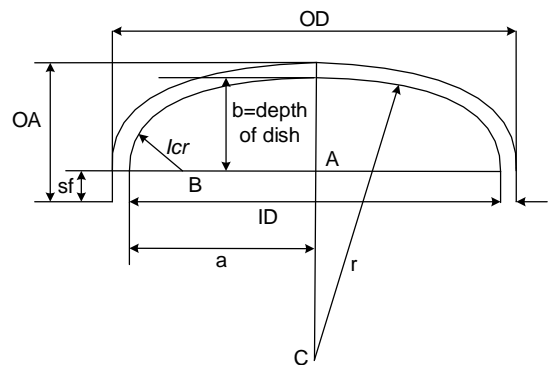
dari tabel 5.7, Brownell,1959. dipilih OD standar = 132 in = 3,353 m

ID standar = 127 in = 3,226 m

3. Head reaktor

- a) Bentuk head : elipstical head

Dapat digunakan untuk vessel dengan tekanan antara 15 – 200 psig,
(Brownell and Young,1959)



- b) Bahan konstruksi head

Dipilih material : Stainless Steel SA 167 grade 3 tipe 304

- c) Tebal Head (tH)

Untuk elipstical dished head, tebal head dihitung dengan persamaan persamaan 13.10 (Brownell and Young, 1959)

$$tH = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2P} + c = 4,445 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standar = 5 in

- d) Tinggi Head (hH)

Dari tabel 5.7 Brownell dengan ODs =132 in dan ts = 5 in, didapatkan

$$\begin{aligned} icr &= 8 \text{ in} \\ r &= 120 \text{ in} \\ a = ID_s/2 &= 61 \text{ in} \\ AB = a - icr &= 53 \text{ in} \\ BC = r - icr &= 112 \text{ in} \\ AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} &= 98,666 \text{ in} \\ B &= 21,33 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell dengan th 5 in didapat sf = 3,5 in

$$\begin{aligned} hH &= th + b + sf \\ &= 29,834 \text{ in} \\ &= 0,758 \end{aligned}$$

4. Tinggi reaktor

$$\begin{aligned}
 h &= \text{panjang tube} + (2 \times \text{tinggi head}) \\
 &= 265,1797 \text{ in} \\
 &= 6,7356 \text{ m}
 \end{aligned}$$

5. Volume reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{a) Volume head (Vh)} &= 0,000049 \text{ IDs}^3 && \text{(Brownell, 1959)} \\
 &= 2,340 \text{ m}^3 \\
 \text{b) Volume shell (Vs)} &= \pi/4 \cdot (\text{IDs})^2 \cdot Z \\
 &= 37,460 \text{ m}^3 \\
 \text{c) Volume reaktor (Vr)} &= Vs + (2 \times Vh) \\
 &= 42,141 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

6. Spesifikasi Nozzle

a) Diameter saluran gas umpan

$$d, \text{ optimum} = 260 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

$$G = \text{Kecepatan umpan masuk} = 6,604 \text{ kg/s}$$

$$\rho = \text{Densitas gas umpan mix} = 15,256 \text{ kg/m}^3$$

sehingga, diameter optimum = 9,967 in

$$\begin{aligned}
 \text{Dipilih ukuran standar (sch 40) :} & \quad \text{ID} = 10,02 \text{ in} \\
 & \quad \text{OD} = 10,75 \text{ in}
 \end{aligned}$$

b) Diameter saluran gas keluar

$$d, \text{ optimum} = 260 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

$$G = \text{Kecepatan umpan keluar} = 6,604 \text{ kg/s}$$

$$\rho = \text{Densitas gas keluar mix} = 15,256 \text{ kg/m}^3$$

sehingga, diameter optimum = 9,967 in

$$\begin{aligned}
 \text{Dipilih ukuran standar (sch 40) :} & \quad \text{ID} = 10,02 \text{ in} \\
 & \quad \text{OD} = 10,75 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c) Diameter pendingin masuk

$$\rho_p = 1.3644 - (9.7073 \times 10^{-4} T_{in})$$

$$\rho_p = 1.081,830 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 3,327 \text{ kg/s}$$

$$d, \text{ optimum} = 260 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

$$= 1,442 \text{ in}$$

Dipilih ukuran standar (sch 40) : ID = 1,610 in
OD = 1,90 in

d) Diameter pendingin keluar

$$\rho_p = 1.3644 - (9.7073 \times 10^{-4} T_{out})$$

$$\rho_p = 885,718 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 3,327 \text{ kg/s}$$

$$d, \text{ optimum} = 260 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

$$= 1,553 \text{ in}$$

Dipilih ukuran standar (sch 40) : ID = 1,610 in
OD = 1,90 in

7. Isolasi

- Asumsi :
1. Keadaan steady state
 2. Suhu udara luar = 30°C
 3. Suhu dinding luar isolator = 50°C

Isolasi reaktor menggunakan Asbestos dengan suhu maksimal 932 F dan dinding bagian luar dilapisi Stainless Steel SA 167 grade 3 tipe 304

(Brownell & Young 1945).

Sifat – sifat fisis bahan :

- Bahan isolasi asbestos, (Kern, 1983) :

$$k_{is} = 0,1734 \text{ W/m.C}$$

$$e = 0,96$$

- Stainless Steel

$$k_{is} = 42,922 \text{ W/m.C}$$

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

$$T_f = 315,65 \text{ K}$$

$$v = 0,000 \text{ m}^2/\text{s}$$

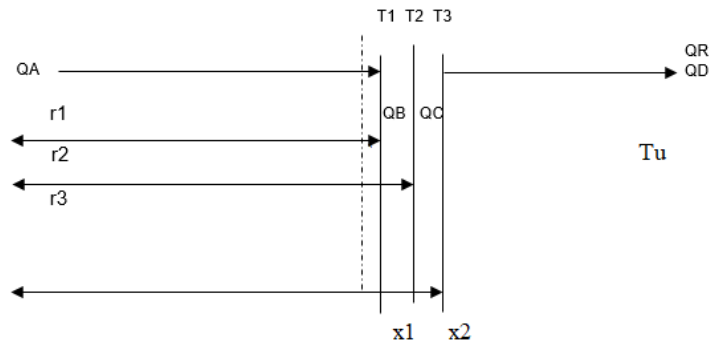
$$k = 0,027 \text{ W/m.C}$$

$$Pr = 0,70433808$$

$$\beta = 0,003168066 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 0,000019 \text{ kg/m.s}$$

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



Keterangan ;

r_1 = jari-jari dalam shell

r_2 = jari-jari luar shell

r_3 = jari-jari luar setelah diisolasi

x_1 = tebal dinding shell

x_2 = tebal isolator

T_1 = suhu dinding dalam shell

T_2 = suhu dinding luar shell

T_3 = suhu isolator luar

T_4 = suhu udara luar

q_1 = konveksi bahan ke dinding dalam shell

q_2 = konduksi dalam shell ke luar shell

q_3 = konduksi luar shell ke permukaan luar isolator

q_4 = konveksi dan radiasi permukaan luar isolator ke udara

keadaan steady state $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 61 \text{ in} = 1,549 \text{ m}$$

$$r_2 = 66 \text{ in} = 1,676 \text{ m}$$

$$L = 5,22 \text{ m}$$

a) Perpindahan panas konduksi

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

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

b) Perpindahan panas konveksi

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

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

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

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

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

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

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

Tebal isolasi (x) = 10,384 cm

Tabel Perubahan Konversi, Suhu dan Tekanan Terhadap Panjang Reaktor

| No. | z (m) | x | T (K) | Ts (K) | P (atm) |
|-----|-------|--------|----------|----------|---------|
| 1 | 0,00 | 0,0000 | 493,1500 | 293,1500 | 49,3500 |
| 2 | 0,01 | 0,0013 | 493,1470 | 302,6838 | 49,3499 |
| 3 | 0,02 | 0,0026 | 493,1441 | 311,7629 | 49,3498 |
| 4 | 0,03 | 0,0038 | 493,1413 | 320,4091 | 49,3497 |
| 5 | 0,04 | 0,0051 | 493,1386 | 328,6431 | 49,3497 |
| 6 | 0,05 | 0,0064 | 493,1361 | 336,4844 | 49,3496 |
| 7 | 0,06 | 0,0077 | 493,1337 | 343,9518 | 49,3495 |
| 8 | 0,07 | 0,0089 | 493,1315 | 351,0631 | 49,3494 |
| 9 | 0,08 | 0,0102 | 493,1293 | 357,8353 | 49,3493 |
| 10 | 0,09 | 0,0115 | 493,1273 | 364,2846 | 49,3492 |
| 515 | 5,14 | 0,4829 | 493,1161 | 493,1151 | 49,3058 |
| 516 | 5,15 | 0,4836 | 493,1162 | 493,1152 | 49,3057 |
| 517 | 5,16 | 0,4843 | 493,1162 | 493,1152 | 49,3056 |
| 518 | 5,17 | 0,4849 | 493,1163 | 493,1153 | 49,3055 |
| 519 | 5,18 | 0,4856 | 493,1163 | 493,1153 | 49,3054 |
| 520 | 5,19 | 0,4862 | 493,1164 | 493,1154 | 49,3054 |
| 521 | 5,20 | 0,4869 | 493,1164 | 493,1154 | 49,3053 |
| 522 | 5,21 | 0,4876 | 493,1164 | 493,1154 | 49,3052 |
| 523 | 5,22 | 0,4882 | 493,1165 | 493,1155 | 49,3051 |
| 524 | 5,23 | 0,4889 | 493,1165 | 493,1155 | 49,3050 |
| 525 | 5,24 | 0,4895 | 493,1166 | 493,1156 | 49,3049 |
| 526 | 5,25 | 0,4902 | 493,1166 | 493,1156 | 49,3048 |
| 527 | 5,26 | 0,4908 | 493,1167 | 493,1157 | 49,3048 |
| 528 | 5,27 | 0,4915 | 493,1167 | 493,1157 | 49,3047 |
| 529 | 5,28 | 0,4921 | 493,1168 | 493,1158 | 49,3046 |
| 530 | 5,29 | 0,4928 | 493,1168 | 493,1158 | 49,3045 |