

LAMPIRAN
PERANCANGAN REAKTOR

Kode : R-01

Fungsi : Mereaksikan umpan berupa CO₂ dan H₂ kedalam Reaktor (R-01) dengan bantuan katalis Cu/ZnO/Al₂O₃ untuk menghasilkan produk metanol.

Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitubular* dilengkapi dengan pendingin.

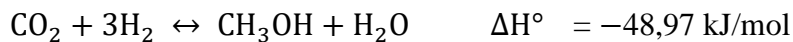
Kondisi Operasi : T = 220°C

P = 50 bar

Sifat reaksi eksotermis (Adiabatis, Isotermal)

1. Reaksi Sintesis Metanol

Reaksi sintesis metanol dari hidrogenasi CO₂ dituliskan sebagai berikut :

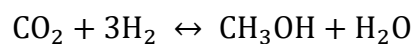


Kondisi reaksi berjalan pada suhu 200°C - 400°C dengan tekanan 50 – 100 atm.

2. Kinetika Reaksi dan Kestimbangan

Reaksi sintesis metanol dilakukan dalam fase gas dengan bantuan katalis padat dari CuO/ZnO/Al₂O₃. Reaksi yang terjadi pada katalis melibatkan 3 tahap yang meliputi tahap adsorpsi reaktan ke permukaan katalis, tahap reaksi permukaan, dan tahap desorpsi hasil produksi dari permukaan reaktan. Model kinetika reaksi yang digunakan mengikuti model reaksi dari Vanden dan Forment, 1996, yang menggunakan model kinetika reaksi sintesis metanol sebagai berikut :

Reaksi :



Kinetika :

$$r_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{k_1 \cdot p_{\text{CO}_2} \cdot p_{\text{H}_2} \cdot \left(1 - \frac{1}{k_1^{eq}} \frac{p_{\text{CH}_3\text{OH}} \cdot p_{\text{H}_2\text{O}}}{p_{\text{CO}_2} \cdot p_{\text{H}_2}^3}\right)}{\left(1 + K_{\text{WH}} \frac{p_{\text{H}_2\text{O}}}{p_{\text{H}_2}} + \sqrt{K_{\text{H}_2} \cdot p_{\text{H}_2} + K_{\text{H}_2\text{O}} \cdot p_{\text{H}_2\text{O}}}\right)^3}$$

$$r_{\text{RWGS}} = \frac{k_2 \cdot p_{\text{CO}_2} \cdot \left(1 - k_1^{eq} \frac{p_{\text{CH}_3\text{OH}} \cdot p_{\text{H}_2\text{O}}}{p_{\text{CO}_2} \cdot p_{\text{H}_2}^3}\right)}{\left(1 + K_{\text{WH}} \frac{p_{\text{H}_2\text{O}}}{p_{\text{H}_2}} + \sqrt{K_{\text{H}_2} \cdot p_{\text{H}_2} + K_{\text{H}_2\text{O}} \cdot p_{\text{H}_2\text{O}}}\right)^3}$$

Keterangan : *RWGS* = *Reverse Water Gas Shift*

Dengan data konstantan kinetika dan kesetimbangan sebagai berikut :

k = A.exp.(B/R.T)	A	B
$k_{\text{H}_2}^{0,5} (\text{bar}^{-0,5})$	0,499	17197
$k_{\text{H}_2\text{O}} (\text{bar}^{-1})$	$6,62 \times 10^{-11}$	124119
k_{WH}	3453,38	-
$k_1 (\text{mol/kg.s.bar})^2$	1,07	36696
$k_2 (\text{mol/kg.s.bar})$	$1,22 \times 10^{10}$	-94765
$K^{eq} = 10^{A/T-B}$	A	B
$K_1^{eq} (\text{bar}^{-2})$	3066	10,592
K_2^{eq}	2073	2,029

Dari hasil penelitian Vanden dan Frommet, reaksi sintesis metanol yang terjadi dari proses hidrogenasi CO_2 hanya melalui dua tahap reaksi yaitu reaksi 1 dan reaksi 2.

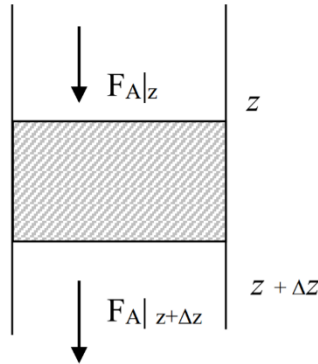
3. Persamaan – Persamaan Matematis Reaktor

Neraca Massa pada Reaktor

Komponen	MR	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
CO_2	44	38,032.44	19,476.45
H_2	2	5,186.24	2,748.41
CH_3OH	32	0	12,729.39
H_2O	18	0	7,591.23
CO	28	0	673.20
Total		43,218.69	43,218.69

a. Persamaan neraca massa pada elemen volume

Penyusunan neraca massa dibuat dalam elemen volume pada sebuah pipa yang berada di dalam reaktor. Hal ini diasumsikan tidak ada distribusi komposisi arah radial, sehingga yang ditinjau adalah arah axial (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 $(-r_A)$:

$$-r_A = k_o \cdot \exp\left[\frac{-E_a}{R.T}\right] \cdot \frac{F_{A0} \cdot (1-X)}{F_{T0}} \cdot P$$

$$k_o = 1,07 \text{ mol/kg.s.bar}^2$$

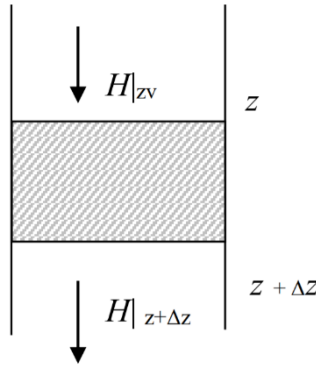
$$E_a = 36.696 \text{ J/mol}$$

Dari penjabaran diatas diperoleh :

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

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

b. Persamaan neraca panas pada elemen volume



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

$$H_{A|z} - H_{A|z + \Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot V - U d \cdot N t \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot O D \cdot (T - T_p) = 0$$

$$H_{A|z} - H_{A|z + \Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot I D^2 \cdot \Delta z \cdot N t - U d \cdot N t \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot O D \cdot (T - T_p) = 0$$

$$H_{A|z} - H_{A|z + \Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot I D^2 \cdot \Delta z \cdot N t - U d \cdot N t \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot O D \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{H_{A|z} - H_{A|z + \Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot I D^2 \cdot N t - U d \cdot N t \cdot \pi \cdot O D \cdot (T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{H_{A|z} - H_{A|z + \Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot I D^2 \cdot N t - U d \cdot N t \cdot \pi \cdot O D \cdot (T - T_p)$$

$$-\frac{dH}{dz} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot I D^2 \cdot N t - U d \cdot N t \cdot \pi \cdot O D \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{dH}{dz} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot I D^2 \cdot N t - U d \cdot N t \cdot \pi \cdot O D \cdot (T - T_p)$$

Dimana :

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

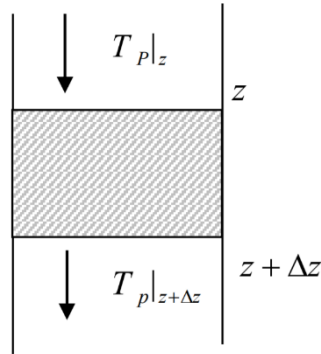
$$dH = \sum F_i \cdot C_{p,i} \cdot dT$$

Sehingga :

$$\sum F_i \cdot C_{p,i} \cdot \frac{dT}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot I D^2 \cdot N t - U d \cdot N t \cdot \pi \cdot O D \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{F_{A0} \cdot (\Delta H_R) \cdot \frac{dx}{dz} - U d \cdot N t \cdot \pi \cdot O D \cdot (T - T_p)}{\sum F_i \cdot C_{p,i}} \dots \dots \dots (2)$$

c. Persamaan neraca panas pendingin



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

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

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

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

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

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

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

d. Pressure drop

Pada reaktor, pressure drop dicari menggunakan persamaan Ergun (Fogler, p.159)

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

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

4. Langkah Perancangan

a. Menentukan Jenis Reaktor

Pemilihan reaktor menggunakan reaktor jenis fixed bed multitubes dengan mempertimbangkan :

- 1) Reaksi yang terjadi yaitu reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar supaya kontak dengan pendingin berlangsung maksimal.
- 2) Reaksi yang terjadi dalam fasa gas menggunakan katalis padat.
- 3) Katalis memiliki usia yang Panjang.
- 4) Gas keluaran reaktor tidak membutuhkan pemisahan katalis.
- 5) Suhu relatif mudah dikendalikan karena memakai tipe *shell* dan *tube*.
- 6) Reaktor jenis multitube dipilih untuk mencegah terjadinya *partial melting* akibat dari naiknya temperature (profil suhu reaktor vs Panjang *tube*), bila memakai *single tube*, dikhawatirkan suhu semakin naik secara konstan.

b. Menentukan Bahan Konstruksi

Perancangan reaktor ini bahan konstruksi yang digunakan yaitu *Stainless Steel SA 167 grade 3 tipe 304* dengan mempertimbangkan :

- 1) Harga relatif murah
- 2) Bahan tahan korosi
- 3) Memiliki allowable stress cukup besar
- 4) Mampu bertahan pada tekanan tinggi

c. Perhitungan Data Fisis

1) Perhitungan Panas Reaksi

Panas reaksi dihitung menggunakan rumus :

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

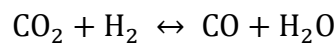
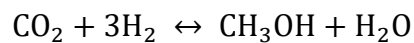
$$(-\Delta H_R) = (\Delta H_R^0) + \int_{T_{ref}}^T (\sum v_i C_{p_i}) \cdot dT$$

Berikut data panas pembentukan pada fasa gas untuk beberapa komponen (Yaws, 1999).

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

E	ΔH_f 298 K (kJ/mol)	ΔH (kJ/mol)	N.f Cp.dT input	N.f Cp.dT output
-2,9872E-13	-393500	8055,490	3830386,253	1961157,762
-8,7585E-12	0	5670,481	8088942,481	4291539,900
5,9909E-11	-201170	10038,240	0	2196543,049
3,6934E-12	-241800	6690,242	0	1552430,921
2,26E-12	-110500	5738,108	0	75895,143
Total			11919328,735	10077566,774

Perhitungan panas reaksinya :



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

$$(\Delta H_{298K})_{\text{CH}_3\text{OH}} = -49.470 \text{ kJ/mol}$$

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

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

$$\Delta H_{\text{CH}_3\text{OH}} = -57.808,449 \text{ kJ/kmol}$$

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

$$r = \frac{F_{\text{CO}_2 \text{ awal}} - F_{\text{CO}_2 \text{ sisa}}}{\text{BM}_{\text{CO}_2}}$$

$$r_{\text{CH}_3\text{OH}} = 4,97 \text{ kJ/jam}$$

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

$$\Delta H_{rx} = r_{\text{CH}_3\text{OH}} \cdot \Delta H_{\text{CH}_3\text{OH}} + r_{RWGS} \cdot \Delta H_{RWGS} = -275.493,9 \text{ kJ/kmol}$$

2) BM rata-rata gas (BM_G)

$$\text{BM}_g = \sum_{i=1}^N Y_i \cdot \text{BM}_i$$

Dimana :

Y_i = fraksi mol komponen i

BM_i = BM komponen i

Sehingga didapatkan berat molekul rata-rata gas adalah 12,5kg/mol

3) Z umpan masuk reaktor

$$B^\circ = \frac{B^{Pc}}{RTc} = B^\circ + \omega B^1$$

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

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

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

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

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

Komponen	BM	Yi	Tr (K)	Pr (atm)
CO ₂	44	0,25	1,621	0,677
H ₂	2	0,75	14,863	3,808
CH ₃ OH	32	0	0,962	0,618
H ₂ O	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
0,007	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

$$Vg = \frac{Z.n.R.T}{P}$$

Keterangan :

n = mol umpan (mol/s) = 528,333 mol/s

R = konstanta gas (cm³.atm/gmol.K) = 82,05 cm³.atm/gmol.K

T = suhu (K) = 493,15 K

P = tekanan (atm) = 49,35 atm

Sehingga diperoleh laju alir volumetric (Vg) = 0,433 m³/s

5) Densitas gas campuran

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

Diperoleh densitas gas campuran (ρ_G) = 15,244 kg/m³

6) Viskositas umpan (μ)

Perhitungan viskositas umpan gas menggunakan persamaan empiris :

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

Berikut data konstanta untuk perhitungan viskositas :

Komponen	A	B	C
CO ₂	11,336	4,992,E-01	-1,088,E-04
H ₂	27,758	2,120,E-01	-3,280,E-05
CH ₃ OH	-14,236	3,894,E-01	-6,276,E-05
H ₂ O	-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 $\mu_{gas} = 1,02474E-05$ lb/ft.s

7) Konduktivitas umpan (k)

perhitungan konduktivitas campuran gas menggunakan persamaan : k_{gas}

$$= A + B T + C T^2$$

Berikut ini 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	2,304,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	1,508,E-03	8,251,E-05	-1,908,E-08

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

Komponen	yi	k _{gas} W/m.K	Yi. 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 didapatkan k campuran = 0,196 W/m.K

8) Kapasitas panas

Perhitungan kapasitas panas fase gas menggunakan persamaan empiris dari Yaws, 1999 :

$$Cp_g = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4$$

Berikut ini data konstanta untuk perhitungan kapasitas panas :

Komponen	A	B	C	D	E
CO ₂	27,437	4,232,E-02	-1,956E-05	3,997E-09	-2,987E-13
H ₂	25,399	2,018,E-02	-3,855E-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 :

$$Cp_{mix} = \sum x_i \cdot Cp_i$$

Dimana xi merupakan fraksi mol komponen I dan Cpi merupakan kapasitas panas tiap mol komponen i.

Sehingga diperoleh Cp gas campuran = 11,230 kJ/kg.K

d. Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube*

Pemilihan tempat katalisator (*tube*) dengan katalis yang digunakan yaitu katalis Cu/ZnO/Al₂O₃ dengan pertimbangan katalis ini sudah terbukti kemampuannya dalam skala komersial dengan selektivitasnya yang cukup tinggi. Dimensi katalis yang digunakan :

Diameter : 5,5 mm

Panjang : 3,5 mm

Densitas *bulk* : 1200 kg/m³

Densitas *true* : 1775kg/m³

Apabila dinyatakan dalam diameter bola secara ekuivalen yang memiliki volume yang sama dengan silinder, maka :

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

Pemilihan diameter reaktor dilakukan berdasarkan pertimbangan supaya perpindahan panas dapat berjalan dengan baik. Karena terdapat pengaruh ratio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi katalisator dengan pipa kosong yaitu hw/h , yang 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 dapat memberikan nilai hw/h yang paling besar (transfer panas yang baik)

Dimana :

D_p = diameter katalisator (cm)

D_t = diameter tube (inch)

hw = koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa yang tidak berisi (kosong)

(cal/j. $cm^2 \cdot K$)

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

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

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

1) Jenis dan ukuran *tube*

Dari hasil perhitungan, diambil ukuran pipa standard, (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 (G_t)

Asumsi $Re = 3100$

$$G_t = \frac{Re \cdot \mu}{D_t} = 30.461,471 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

3) Jumlah *tube* (N_t)

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

Luas penampang total :

$$a_t = \frac{G}{G_t} = 0,766 \text{ m}^2$$

Luas penampang piap :

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

Jumlah pipa maksimal :

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

Kecepatan volumetrik :

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

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

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

Jumlah pipa minimum :

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

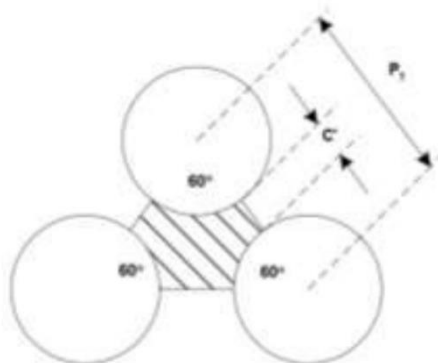
Sehingga jumlah tube yang diambil sebanyak 456 tube.

4) Lay out pipa dalam reaktor

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

$$\frac{\pi}{4} ID_s^2 = 2 \times Nt \times \text{luas segitiga sama sisi}$$

$$= 2 \times Nt \times (0,5 \cdot Pt^2 \cdot \sin 60)$$

$$= 0,866 \cdot Pt^2 \cdot Nt$$

5) Diameter equivalen (De)

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

$$D_{es} = \frac{4\left(0,5.Pt^2.0,866-0,5.\pi.\frac{OD^2}{4}\right)}{0,5.\pi.OD} = 2,8 \text{ in}$$

6) Diameter dalam shell (IDs)

Diameter shell yang dipakai untuk Nt pipa :

$$IDs = \sqrt{\frac{4.0,866.Nt.Pt^2}{\pi}} = 3,024 \text{ m}$$

7) Baffle space (B)

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

8) Flow area shell

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

9) Mass velocity sisi shell (air pendingin)

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

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

10) Bilangan Reynold sisi shell (downtherm A)

Media pendingin dalam reaktor digunakan *Downtherm A*

T = 200 – 750 F (366,3 – 671,89°K)

BM = 165

Cp = 0,11152 + 0,0003402 T (cal/g.K)

Densitas (ρ) = 1,3644 – 9,7073 x 10⁻⁴ T (g/cm³)

Konduktivitas 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>
Menghitung Bilangan Prandtl (Pr)	Menghitung Bilangan Prandtl (Pr)
Cp = 0,211 cal/gr.K	$Pr = \frac{Cp \times \mu}{k} = 0,87$
K = 1,208 cal/cm.jam.K	

$Re = \frac{De \times G_t}{\mu} = 802,505$	
Menghitung Koefisien $De = \frac{4.Pt^2 - \mu.O D^2}{4.\mu.O D} = 0,233 \text{ ft}$ $h_o = jH. \left(\frac{k_s}{De}\right) \left(\frac{Cp_s.\mu_s}{k_s}\right)^{1/3}$ $= 397,259 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$	Menentukan Nilai Jh Dari figure 28 Kern diperoleh nilai Jh = 15
	Menghitung Koefisien Perpindahan panas (hi) $h_i = jH \left(\frac{k}{D}\right) (Pr)^{1/3}$ $= 9,647 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$
	Koreksi hi ke Permukaan pada Diameter Luar Tube $h_{io} = h_i \left(\frac{ID}{OD}\right)$ $= 8,175 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$

Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Bersih (Uc)

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

Menghitung Dirt Overall Coefficient (Ud)

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

e. Mechanical Design

1) Tube

Jenis pipa	=	Stainless Steel SA 167
Susunan pipa	=	Triangular Pitch
Ukuran pipa		
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
Faktor 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

(Kern, 1983)

2) Shell

a. Tekanan design (max overdesign 20%)

$$P \text{ operasi} = 49,35 \text{ atm}$$

$$= 725,45 \text{ psi}$$

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

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

b. Bahan konstruksi shell

Dipilih material : Stainless Steel SA 167 grade 3 tipe 304

c. Tebal dinding shell

Tebal dinding shell dihitung dengan persamaan :

$$ts = \frac{Pxr}{fxE-0,6P} + c$$

(Brownell, 1959)

Diperoleh :

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

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

$$\text{Faktor korosi} = 0,125$$

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

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

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

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

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

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

Dipilih :

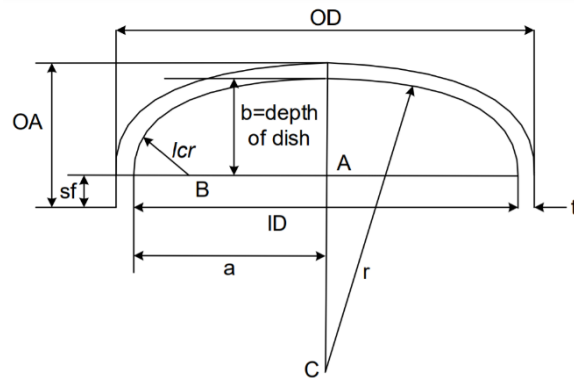
$$\text{OD standar} = 132 \text{ in} = 3,353 \text{ m}$$

ID standar = 127 in = 3,226 m

3) Head Reaktor

a. Bentuk head : elipstical head

Dapat digunakan untuk vessel dengan tekanan anatar 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
(Brownell and Young, 1959) :

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

sipilih tebal head standar = 5 in

d. Tinggi Head (hH)

Dengan ODs = 132 in dan ts = 5 in, didapatkan :

$$icr = 8 \text{ in}$$

$$r = 120 \text{ in}$$

$$a = ID_s/2 = 61 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 53 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 112 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 98,666 \text{ in}$$

$$B = 21,33 \text{ in}$$

Dari tabel Brownel denga nth 5 in didapat sf = 3,5 in

$$hH = th + b + sf$$

$$= 29,834 \text{ in}$$

$$= 0,758$$

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

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

6) Spesifikasi Nozzle

a. Diameter saluran gas umpan

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

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

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

Sehingga diperoleh diameter optimum = 9,967 in

Dipilih ukuran standar (sch 40) : ID = 10,02 in

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

b. Diameter saluran gas keluar

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

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

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

Sehingga diperoleh diameter optimum = 9,967 in

Dipilih ukuran standar (sch 40) : ID = 10,02 in

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

c. Diameter pendingin masuk

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

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

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

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

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

Dipilih ukuran standar (sch 40) : ID = 1,610 in
OD = 10,90 in

d. Diameter pendingin keluar

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

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

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

$$\begin{aligned} \text{Diameter optimum} &= 260 G^{0,52} \rho^{-0,37} \\ &= 1,442 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran standar (sch 40) : ID = 1,610 in
OD = 10,90 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 dengan dinding luar yang dilapisi Stainless Steel SA 167 grade 3 tipe 304 (Brownell & Young, 1945).

Sifat – sifat fisik bahan :

a. Bahan isolasi asbestos, (Kern, 1983) :

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

$$e = 0,96$$

b. Stainless steel

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

c. Sifat fisik udara pada suhu T_f (Holman, 1988. Daftar A-5)

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

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

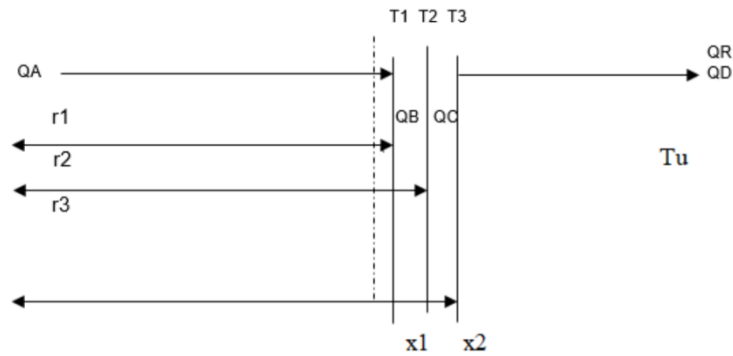
$$k = 0,027 \text{ W/m.C}$$

$$Pr = 0,70433808$$

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

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

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



Keterangan :

r_1 = jari – jari dalam shell

r_2 = jari – jari luar shell

r_3 = jari – jari 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

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 $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$

$r_3 = r_2 + x$

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

$r_2 = 5,22 \text{ m}$

a. Perpindahan panas konduksi

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

$$Q_C = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L \cdot (T_2 - T_3)}{\ln(r_3/r_2)}$$

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 $Gr_1.Pr > 10^9$, sehingga : $hc = 1,31.(\Delta T)^{1/3}$

$$Gr_L = \frac{g.\beta.(T_3 - T_4).L^3}{\nu^2}$$

c. Panas radiasi

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

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

Kemudian dicoba dengan menggunakan persamaan a, b, c, dan d sehingga diperoleh :

Tebal isolasi (x) = 10,384

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	293,100	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