

LAMPIRAN A
REAKTOR STAGE 1

Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Fungsi : Tempat mereaksikan 2-Butanol dengan katalis ZnO menjadi Metil Etil Keton

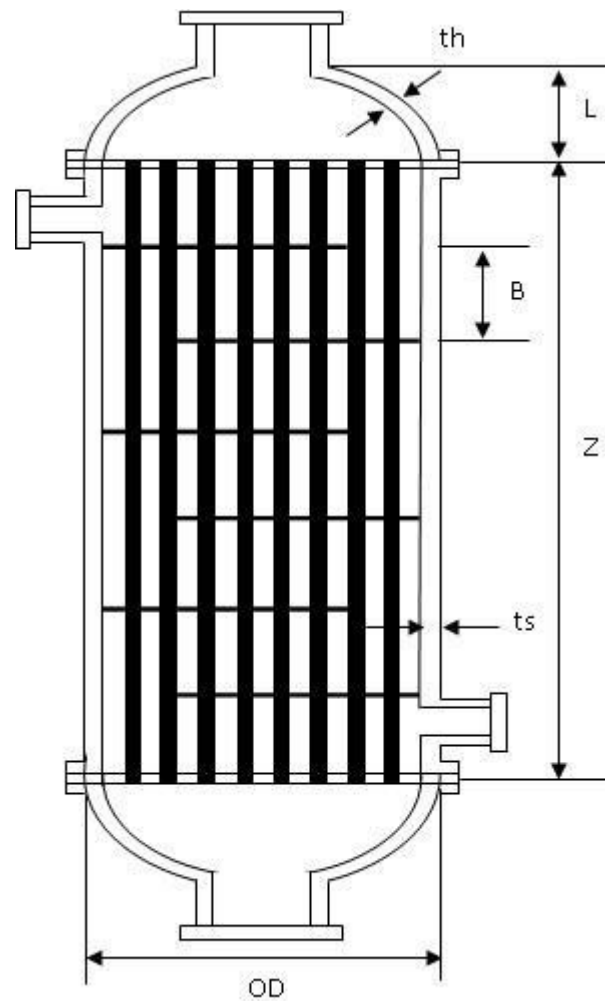
Kondisi Operasi : Suhu = 400 °C

Tekanan = 3 atm

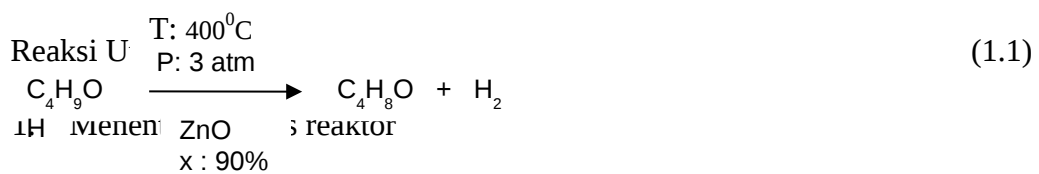
Reaksi = Endotermis

Tujuan :

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



Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



Dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai (Hill, 1997) berikut:

- zat pereaksi berupa fasa gas dengan kataalis padat
- umur katalis panjang 12-15 bulan
- reaksi endotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pemanas berlangsung optimal

- d. tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- e. pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*

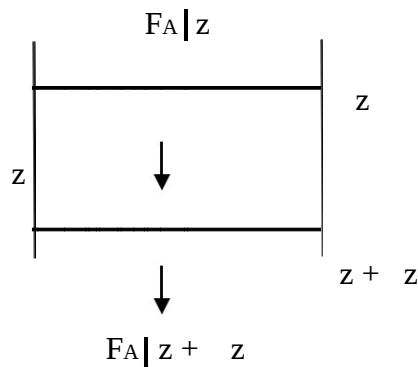
2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

a. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal ΔZ

dengan konversi X. Neraca massa C_4H_9OH pada elemen *volume* :

$$\text{Input} - \text{Output} - \text{Yang bereaksi} = 0 \quad (1.2)$$



$$\text{Input} - \text{Output} - \text{Yang Bereaksi} = 0 \quad (1.2)$$

$$FA|_z - (FA|_{z+\Delta Z} + (-ra) \Delta v) = 0 \quad (1.3)$$

$$\Delta v = \frac{\pi Di^2}{4} \epsilon \Delta Z \quad (1.4)$$

Δv = volume gas diantara katalis pada elemen volume

$$\epsilon \quad FA|_z - FA|_{z+\Delta Z} - (-ra) \pi/4 Di^2 \cdot \Delta Z = 0 \quad (1.5)$$

$$\epsilon \quad \frac{FA|_{z+\Delta Z} - FA|_z}{\Delta Z} = (-ra) \pi/4 Di^2 \quad (1.6)$$

$$\pi \quad \epsilon \frac{FA}{Z} = -ra \cdot \frac{Di^2}{4} \quad (1.7)$$

$$\text{Dimana } FA = -FAO (1 - XA) \quad (1.8)$$

$$\Delta FA = -FAO \cdot XA \quad (1.9)$$

$$FA_o \cdot \frac{XA}{Z} = - (rA) \frac{Di^2}{4} \quad (2.0)$$

$$\frac{XA}{Z} = \frac{- (rA) Di^2}{4FA_o} \quad (2.1)$$

$$\text{Lim } \Delta Z \longrightarrow 0$$

$$\frac{dXA}{dz} = \frac{(-rA) Di^2}{4FA_o} \quad (2.2)$$

dimana : $\frac{dXA}{dz}$ = Perubahan konversi persatuan panjang

= Porositas

$(-rA)$ = Kecepatan reaksi = $k C_A \cdot C_B$

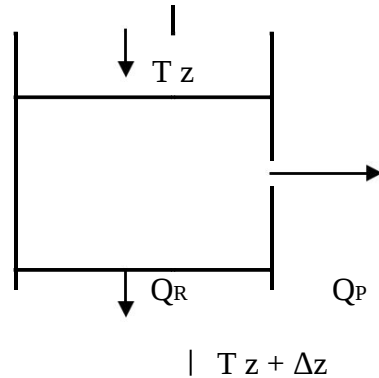
Z = Tebal tumpukan katalisator

Di = Diameter dalam pipa

Tabel 1. Umpan masuk reaktor

Komponen	BM	Kmol/jam	Kg/jam
C ₄ H ₉ OH	74	48,469	3586,706
C ₄ H ₈ O	72	2,295	165,3044
H ₂ O	18	1,025	18,460
		51,790	3770,470

b. Neraca panas elemen *volume*



Q_R = panas reaksi

Q_P = panas yang dibuang, ada pemanas

$$\text{Input} - \text{Output} = \text{Acc} \quad (2.3)$$

$$\Sigma m.C_p (T|_z - T_o) - [(\Sigma m.C_p) (T|_{z+\Delta z} - T_o) + Q_R + Q_P] \quad (2.4)$$

$$\Sigma m.C_p (T|_z - T|_{z+\Delta z}) = Q_R + Q_P \quad (2.5)$$

$$(\Sigma m.C_p) (-\Delta T) = Q_R + Q_P \quad (2.6)$$

$$Q_R = \Delta H_R F_{A_o} \Delta X_A \quad (2.7)$$

$$Q_P = UA (T - T_s) \quad (2.8)$$

$$A = D_o \Delta z \quad (2.9)$$

$$Q_P = U D_o \Delta z (T - T_s) \quad (3.0)$$

$$\underline{(\Sigma m.C_p) (-\Delta T) = \Delta H_R \cdot F_{A_o} \cdot \Delta X_A + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)} \quad (3.1)$$

$$(\Sigma m.C_p) \left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_R \cdot F_{A_o} \cdot \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s) \quad (3.2)$$

$$\left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \frac{\Delta H_R \cdot F_{A_o} \cdot \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)}{(\Sigma m.C_p)} \quad (3.3)$$

$\lim \Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta H_R \cdot F_{Ao} \cdot \frac{dXA}{dZ} + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)}{(\Sigma m \cdot C_p)} \quad (3.4)$$

Dimana:

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

ΔH_R = Panas Reaksi

U = Overall heat transfer coefficient

D_o = Diameter luar

T = Suhu gas

T_s = Suhu penelitian

T_s = Kapasitas panas

c. Neraca panas untuk pemanas

Pemanas yang dipakai adalah *superheated steam* yang stabil pada suhu 400– 450 °C

Sifat-sifat fisis *steam* (T dalam K).

$$C_p = 0,11152 + 3,402 \times 10^{-4} T, \text{ cal/g.K} \quad (3.5)$$

$$= 1,3644 - 9,7073 \times 10^{-3} T, \text{ gr/cm}^3 \quad (3.6)$$

$$\mu = 35,5898 - 6,04212 T, \text{ gr/cm.Jam} \quad (3.7)$$

$$k = 1,512 - 0,0010387T, \text{ cal/gram.cm.K} \quad (3.8)$$

Pemanas : *Superheated steam*

	K	C	F
T in	703,0000	430,0000	806,0000
T out	673,0000	400,0000	752,0000
delta T	30,0000	30,0000	54,0000

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ pemanas} &= 0,3507 \text{ Cal/gr.K} \\
 &= 0,6318 \text{ Btu/lb.K} \\
 &= 1,4679 \text{ J/gr.K}
 \end{aligned}$$

Menghitung densitas pemanas pada T in:

$$\text{Rho p} = 0,6840 \text{ gr/cm}^3$$

$$\begin{aligned}
 k \text{ pemanas} &= 0,7818 \text{ cal/cm.jam.K} \\
 &= 0,3273 \text{ kJ/m.jam.K} \\
 &= 0,8067 \text{ Btu/ft.jam.F}
 \end{aligned}$$

Menghitung viskositas pemanas pada T in:

$$\begin{aligned}
 \mu_p &= 5,9794 \text{ gr/cm.jam} \\
 &= 0,0017 \text{ gr/cm.det} \\
 &= 0,5979 \text{ kg/m.jam} \\
 &= 0,4018 \text{ lb/ft.jam}
 \end{aligned}$$

Menentukan pemanas yang dibutuhkan:

Pemanas yang dipakai adalah *Superheated steam* = 186115,427 kg/jam. Aliran pemanas dalam reaktor berlawanan dengan aliran gas

d. Penurunan tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (*Fixed bed*) digunakan rumus 11.6 (chapter 11 hal 492 (*Chemical Reactor Design For Process Plants*, 1990)).

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{G}{\rho g D_p} \cdot \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \cdot \left[\frac{150(1-\epsilon)\mu}{D_p} + 1,75G \right] \quad (3.9)$$

Dimana :

$$G = \text{Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm}^3 \\ = \text{Densitas gas, gr/cm}^3$$

$$D_p = \text{Densitas pertikel katalisator, cm}$$

$$G = \text{Gaya Gravitasi, cm/det}^2 \\ = \text{Porosity tumpukan katalisator} \\ = \text{Viskositas gas, gr/cm jam}$$

3. Data – data sifat fisis bahan

a. Menentukan umpan Y_i masuk

Tabel 2 Umpan Y_i Masuk Reaktor

Komponen	B _{Mi}	Massa	Mol	y_i
C ₄ H ₉ OH	74	3586,706	48,469	0,9358
C ₄ H ₈ O	72	165,3044	2,295	0,0443
H ₂ O	18	18,460	1,025	0,0198
TOTAL		3770,470	51,790	1,0000

b. Menentukan *volume* gas reaktor

$$PV = nRT$$

$$n = 14,3862 \text{ mol/dtk}$$

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

$$P = 3 \text{ atm}$$

$$T = 673,15 \text{ K}$$

$$V = \frac{znRT}{P} = 0,2622 \text{ m}^3/\text{detik} \quad (4.0)$$

c. Menentukan densitas umpan

Komponen	A	B	C
C ₄ H ₈ O	37,369	0,23045000	5,7387E-06
H ₂ O	33,9330	-0,00841860	0,000029906
C ₄ H ₉ OH	22,465	0,35134000	-1,2858E-04
$\rho = \frac{P.BM}{R.T.Z}$			(4.1)

$$= 0,0046 \text{ gr/cm}^3$$

d. Menentukan viskositas umpan

$$gas = A + BT + CT^2 \quad (4.2)$$

Tabel 3. data viskositas (*Chemical properties handbook*, 1980)

Komponen	A	B	C
C ₄ H ₈ O	3,01	2,29E-01	7,90E-06
H ₂ O	-36,8260	0,4290	-0,000016
C ₄ H ₉ OH	-14,992	3,14E-01	-5,52E-05

Tabel 4. Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	Yi	μ_{gas} mikropoise	μ_{gas} (gr/s.cm)	$y_i \cdot BM^{0.5}$	μ_{gas} micropoise
C ₄ H ₈ O	0,044	346,426010	0,0002	0,376	0,000030
H ₂ O	0,020	240,089144	0,0003	0,084	0,000021
C ₄ H ₉ OH	0,936	222,061060	0,0002	8,057	0,000019
TOTAL	1,000000	1085,601668	0,000109	8,518	0,000095

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

$$= 0,000195 \text{ gram/cm.s}$$

e. Menentukan konduktivitas gas umpan

Tabel 5 Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor (Chemical properties handbook,1980)

$$k_{\text{gas}} = A + BT + CT^2 \quad (4.3)$$

Tabel 6 Perhitungan Konduktivitas Umpan Reaktor

Komponen	y_i	k_{gas} W/m.K	$y_i.k_{\text{gas}}$ W/m.K
C ₄ H ₈ O	0,044	0,0536	0,0024
H ₂ O	0,020	0,0547	0,0011
C ₄ H ₉ OH	0,936	0,0486	0,0455
TOTAL	1,0000	0,1568	0,0489

$$\begin{aligned} k_{\text{campuran}} &= 0,048 \text{ W/m.K} \\ &= 0,1761 \text{ kJ/jam.m.K} \\ &= 0,0420 \text{ kkal/jam.m.K} \end{aligned}$$

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (4.4)$$

Tabel 7. Data Kapasitas Panas (Chemical properties,1990)

Komponen	A	B	C	D	E
C ₄ H ₈ O	37,369	0,23045000	5,7387E-06	-8,8168E-08	2,9637E-11
H ₂ O	33,9330	-0,00841860	0,000029906	-1,7825E-08	36934E-12
C ₄ H ₉ OH	22,465	0,35134000	-1,2858E-04	-1,1931E-08	1,2940E-11
H ₂	25,3990	0,02017800	-3,8549E-05	3,1880E-08	-8,7585E-12

Tabel 8. Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Reaktor

Komponen	yi	BM (kg/kmol)	Cp joule/mol.K	Cp kjoule/kmol.K	Cp kjoule/kg.K
C ₄ H ₈ O	0,48125	72	174,265	174,265	0,107
H ₂ O	0,01075	18	37,137	37,137	0,041
C ₄ H ₉ OH	0,0508	74	199,697	199,697	2,52553919
TOTAL	1,0000		411,092	411,092	2,674

Tabel 9. Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas

Komponen	Fi (kg/jam)	Fi.Cpi Kjoule/jam.K	Cp.yi Kjoule/kmol.K
C ₄ H ₈ O	165,3044	400,095	7,725
H ₂ O	18,46	38,086	0,735
C ₄ H ₉ OH	3586,706	9679,112	186,890
TOTAL	3770,47	10117,293	195,351

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= 195,351 \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 10117,293 \text{ kJ/jam.K} \\
 &= 2,674 \text{ kJ/kg.K}
 \end{aligned}$$

g. Menentukan panas reaksi

Panas reaksi dihitung berdasarkan selisih panas pembentukan (ΔH_f) pada suhu referensi 25°C ditambah nilai integrasi beda kapasitas panas

$$\Delta H_R^\circ = (\Delta H_f)_{\text{produk}} - (\Delta H_f)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_{RT} = \Delta H_R^\circ + \int_{298}^T \Delta C_p \cdot dT \dots\dots\dots \text{(Smith Vaness)} \quad (4.5)$$

Reaksi :



komponen	A	B	C	D	E
C4H8O	37.369	0.23045000	5.7387E-06	-8.8168E-08	2.9637E-11
C4H10O	22.465	0.35134000	-1.2858E-04	-1.1931E-08	1.2940E-11
H2	25.3990	0.02017800	-3.8549E-05	3.1880E-08	-8.7585E-12
H2O	33.9330	-0.00841860	0.000029906	-1.7825E-08	3.6934E-12

Panas reaksi pada suhu Standard (298 °K)

$$\Delta H_{R\ 298} = \Delta H_{f\ produk} - \Delta H_{f\ reaktan} \quad (4.6)$$

$$\Delta H_{R\ 298} = [\Delta H_{f} (C_4H_8O) + \Delta H_{f}(H_2)] - \Delta H_{f}(C_4H_9OH)$$

$$\Delta H_{R\ 298} = 852831,929 \text{ kkal/jam}$$

$$\Delta H_{R\ 298} = \Delta H_{R\ 298} + \Delta H_{Rp} - \Delta H_{Rr}$$

$$852831,929 \text{ kkal/jam} + 855248,4034 - 2416,473$$

$$= 1.705.663,859 \text{ kkal/jam}$$

Jadi reaksi yang terjadi dalam proses pembuatan *metil etil keton* adalah reaksi endotermis.

h. Data Sifat Katalis (Rase, 1977)

Katalisator yang digunakan berupa ZnO diatas karbon aktif dengan :

- Bentuk = silinder

- Ukuran

D = 0,3175 cm

H = 0,3175 cm

- Bulk density = 0,78 kg/m³

- Umur katalis = 1 tahun

- Formula = ZnO

(SA, Miller Ernest, 1965)

4. Dimensi reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah *tube*

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

Pengaruh ratio D_p / D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu hw/h telah diteliti oleh Colburn's (smith,1971) yaitu :

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

dipilih $D_p/D_t = 0,15$

dimana

hw = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter *tube*

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = \text{diameter katalisator} = 0,364 \text{ cm}$$

$$D_{\text{tube}} = 2,4230 \text{ cm} = 1 \text{ in}$$

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

Dari tabel 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

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

$$\text{Outside diameter} = 1,32 \text{ in} = 3,35 \text{ cm}$$

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

$$\text{Inside diameter} = 1,049 \text{ in} = 2,664 \text{ cm}$$

$$\text{Flow area per pipe} = 0,8640 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface per in ft} = 0,344 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Aliran dalam pipa *turbulen* dipilih $N_{Re} = 4.200$

$$N_{Re} = \frac{G_t \cdot D_t}{\mu} \quad \text{—————} \quad (4.7)$$

$$G_t = \frac{\mu \cdot N_{Re}}{D_t} \quad \text{—————} \quad (4.8)$$

Katalis Zno :

bentuk = silinder

Re = 4200

Fd = 3

(fig.69 brown
P.76)

$$V_{\max} = \sqrt{\frac{4(\rho_b - \rho_g)g \cdot Dp}{3 \cdot \rho_g \cdot f_D}} = \quad (4.9)$$

$$Q = \frac{G}{\rho_g} = 226892,779 \quad \text{cm}^3/\text{s}$$

$$At = \frac{Q}{V_{\max}} = 1308,7824 \quad \text{cm}^2$$

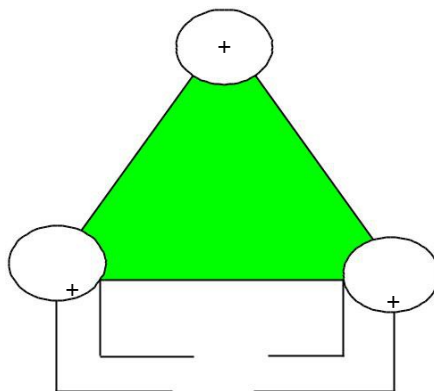
$$Nt_{\min} = \frac{At}{A_o} = 516,657 \quad \text{buah}$$

Luas penampang pipa $A_o = 5,5730 \text{ cm}^2$

Jumlah pipa dalam reaktor = 516,657 buah = 517 buah

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan *tube* disusun dengan pola *triangular pitch*.



$$Pt = 1,25 \times ODt \quad (5.0)$$

$$= 1,25 \times 1,32 = 1,65 \text{ in}$$

$$C' = P_T - OD \quad (5.1)$$

$$= 1,65 - 1,32 = 0,33 \text{ in}$$

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot Nt \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}} \quad (5.2)$$

$$ID_s = 100,089 \text{ cm}$$

Jadi diameter dalam reaktor = 100,089 cm = 39,4502 in

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (*shell*) dihitung dengan persamaan (brownell,1980):

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (5.3)$$

Dimana :

t_s = tebal *shell*, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan

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

r = jari-jari dalam *shell*, in

C= faktor korosi, in

P= tekanan *design*, Psi

Bahan yang digunakan *Carbon Steel SA 283 Grade C*
(Brownell, P.253)

E = 0,85

f = 12650 psi

C= 0,125

$$t_s = \frac{Pxr}{fxE - 0.6P} + c$$

(5.4)

Tebal shell (t_s)

= 0,2223 in

Dipilih tebal dinding standar

= 1/4 in

(5.5)

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

39,9052 in

Diameter luar reaktor dari tabel 5.7, P.89, Brownell,1959 dipilih OD standar

= 40 in

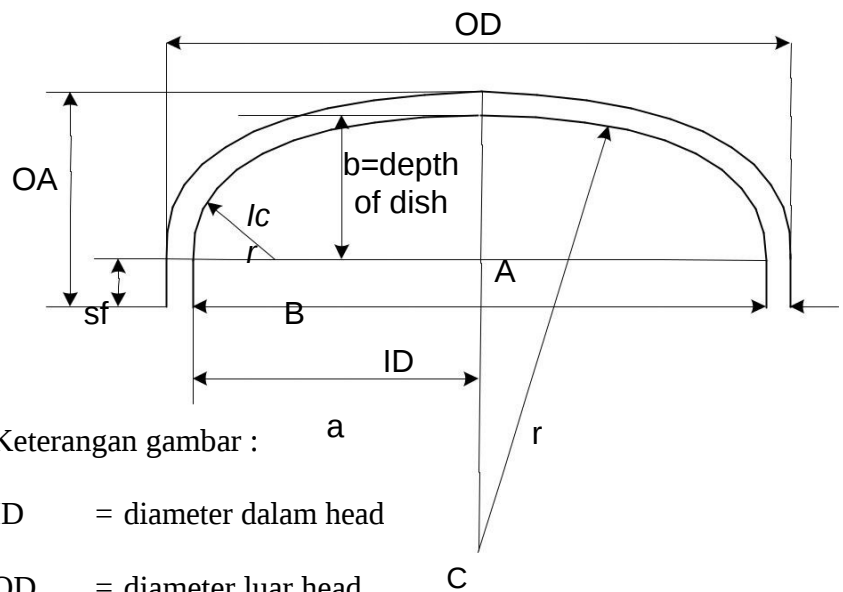
5. Menghitung head reaktor

a. Menghitung tebal head reaktor

Bentuk head : *Elipstical Dished*

Head

Bahan yang digunakan: *Carbon Steel SA 283 Grade C*



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari luar *dish*

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi total head

(5.9)
)

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan (Brownell, 1979) :

$$t_h = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2.P} + C$$

P = tekanan design, psi = 52,920psi

IDs = diameter dalam reactor, in = 100,0892in

F = maksimum allowable stress, psi = 12650 psi

E= efisiensi pengelasan = 0,85

C = faktor korosi, = 0,125 in ,

maka

$$t_h = \frac{52,920. 100,0892}{2.12650.0,85 - 0,2 \cdot 52,92} + 0,125$$
$$= 0,2 \text{ in}$$

dipilih tebal head reaktor standar 1/4 in

b. Menghitung tinggi head reaktor

ODs = 40 in

ts = 0,222 in

didapat :irc = 2,5 in

(6.0)

r = 40 in

(6.1)

a = ID_s/2 = 19,7026 in

(6.2)

AB = a - irc = 17,2026 in

(6.3)

BC = r - irc = 37,5000 in

(6.4)

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 33,321 in

b = r - AC = 6,679 in

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

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} h_H &= t_h + b + sf & (6.5) \\ &= 9,4285 \text{ in} \\ &= 0,239 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor total} &= \text{panjang shell} + \text{tinggi head top} & (6.6) \\ \text{HR} &= 393,7 \text{ in} + 396,844 \text{ in} \\ &= 172,4004 \text{ in} \\ &= 14,3667 \text{ ft} \\ &= 4,3790 \text{ m} \end{aligned}$$

6. Menghitung diameter pemanas

a. diameter pemanas masuk

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (6.7)$$

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 170,5046 \text{ mm} \\ &= 6,7128 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari *table kern* dipilih ukuran *standard*

ID= 7,981 in

OD= 8,625 in

b. diameter pemanas keluar reaktor

$$\text{densitas } \rho \text{ keluar} = 0,6823 \text{ gr/cm}^3 \quad (6.8)$$

$$D_{opt} = 293 G \rho^{0,53 - 0,37}$$

$$D_{opt} = 212,0561 \text{ mm}$$

$$= 8,3487 \text{ in}$$

Dari *table kern 1980* dipilih ukuran *standard* (sch20) :

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 4,500 \text{ in}$$

7. Menghitung *volume* reaktor

a. *Volume head* (Vh) (6.9)

$$V = 0,000049 \times \text{ID}^3$$

$$= 0,00005 \text{ m}^3$$

b. *Volume shell* (Vs) (7.0)

$$V = (3,14/4) \times \text{ID}^2 \times Z$$

$$= 3,0670 \text{ m}^3$$

c. *Volume reaktor* (Vr) (7.1)

$$V = \text{Volume head} + \text{Volume shell}$$

$$= 3,0671 \text{ m}^3$$

8. Spesifikasi nozzle

a. Diameter saluran gas umpan

(7.2)

$$D_t^{op} = 293 G \rho^{0,53 - 0,37}$$

$$D_{optimum} = 170,5046 \text{ mm}$$

$$D_{optimum} = 6,7128 \text{ in}$$

Dari appendix K, P 390, brownell 1959 dipilih ukuran standard :

$$ID : 7,981 \text{ in}$$

$$OD : 8,625 \text{ in}$$

b. Diameter saluran gas keluar reactor

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (7.3)$$

$$D_{opt} = 195,1662 \text{ mm}$$

$$D_{opt} = 7,6837 \text{ in}$$

Tabel 11. Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode

Range Kutta

z(m)	x	Ts(K)	T(K)	$\int \Delta C_p \cdot dT$ (J/mol)	(-ΔHR)	P(atm)	ra, Kmole/ m ³ jam	dx/dz	dT/dz	dTs/dz	dP/dz	F _i .C _{pi}
0,000	0,000	703	673	44415,475	-139497,915	3,00	0,0097	0,00006	-0,1361669	10,56745	0,00002	931434,18
3,9	0,901833	702,70973	695,299225	44373,80009	-139456,24	3,00007096	0,000953785	5,67E-06	-0,0335953	2,55404	1,82E-05	930815,36
4	0,907503	702,70637	695,554629	44373,31784	-139455,758	3,00007278	0,000898688	5,34E-06	-0,0324215	2,464248	1,82E-05	930810,28

9. Menghitung Volume total tumpukan katalis

$$V = (\phi/4) \times ID^2 \times Z \quad (7.4)$$

$$= (\phi/4) \times 4,812^2 \text{ m}^2 \times 18\text{m}$$

$$= 0,0251 \text{ cm}^3$$

10. Menghitung berat tumpukan katalis

$$W = V \times \text{massa jenis katalis} \quad (7.5)$$

$$= 0,0251 \text{ cm}^3 \times 5,606 \text{ g / m}^3$$

$$= 0,140849055 \text{ g}$$

