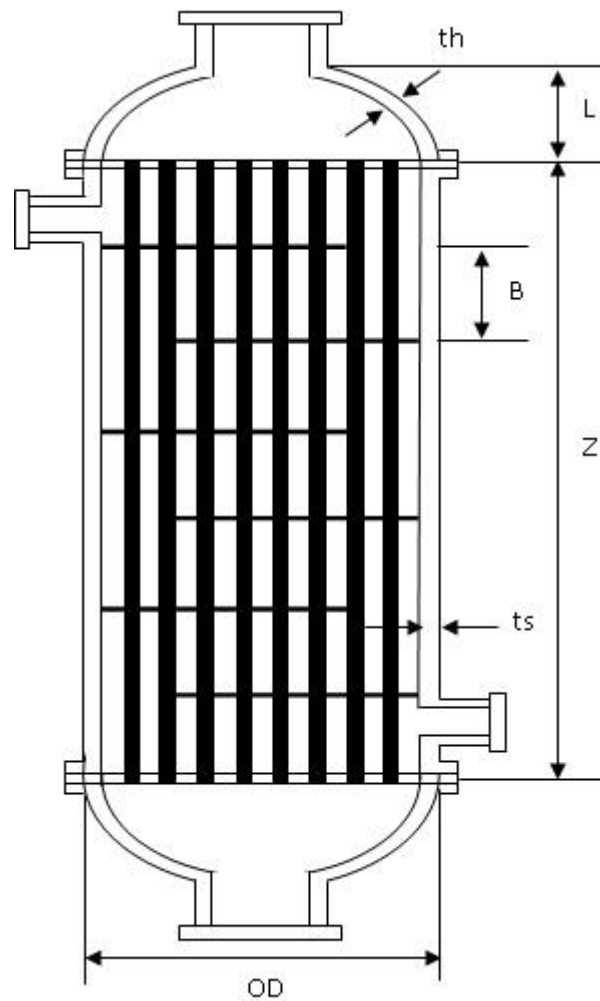
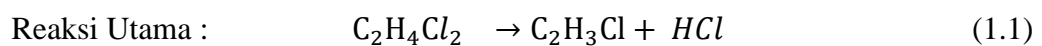


LAMPIRAN A
REAKTOR STAGE 1

- Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*
- Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara *Ethylene Dichloride* pada fase gas menjadi *Vinyl Chloride Monomer* pada fase gas
- Kondisi Operasi : Suhu = 480 °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:



1. Menentukan jenis reaktor

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

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

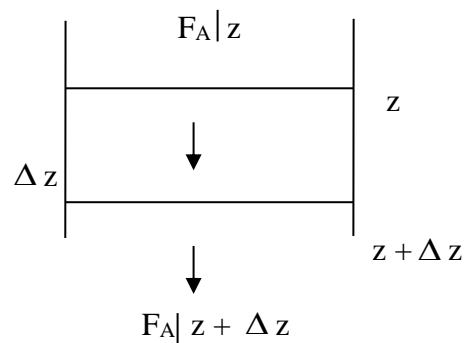
- d. tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- e. pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*

2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

a. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal ΔZ dengan konversi X. Neraca massa $C_2H_4Cl_2$ pada elemen *volume* :

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



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

$$F_A|_z - (F_A|_{z+\Delta z} + (-r_A) \Delta v) = 0 \quad (1.3)$$

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

Δv = volume gas diantara katalis pada elemen volume

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

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

$$\frac{-F_A}{\Delta Z} = \frac{-r_A \pi D_i^2}{4} \epsilon \quad (1.7)$$

$$\text{Dimana } F_A = -F_{A0} (1 - X_A) \quad (1.8)$$

$$\Delta F_A = -F_{A0} \cdot \Delta X_A \quad (1.9)$$

$$FA_o \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{-(r_A)\pi D_i^2}{4} \varepsilon \quad (2.0)$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{-(r_A)\pi D_i^2}{4FA_o} \varepsilon \quad (2.1)$$

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

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{-(r_A)\pi D_i^2}{4FA_o} \varepsilon \quad (2.2)$$

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

ε = Porositas

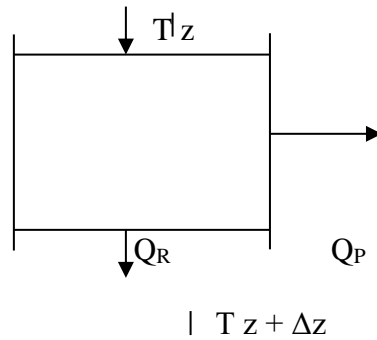
$(-r_A)$ = Kecepatan reaksi = $k C_A \cdot C_B$

Z = Tebal tumpukan katalisator

D_i = Diameter dalam pipa

Tabel 1 Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas Stage 1

komponen	Input	Output
HCl	4800	4566
C ₂ H ₃ Cl	0	5333
C ₂ H ₄ Cl ₂	140992	6161
H ₂ O	2877,4	273,4
Jumlah	148669	148669

b. Neraca panas elemen *volume*

Q_R = panas reaksi

Q_P = panas yang dibuang, ada pemanas

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

$$\Sigma m.C_p (T_z - T_o) - [(\Sigma m.C_p) (T_{z+\Delta z} - T_o) + Q_R + Q_P] \quad (2.4)$$

$$\Sigma m.C_p (T_z - T_{z+\Delta z}) = Q_R + Q_P \quad (2.5)$$

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

$$Q_R = \Delta H_R F_{A0} \Delta X_A \quad (2.7)$$

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

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

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

$$(\Sigma m.C_p) (-\Delta T) = \Delta H_R \cdot F_{A0} \cdot \Delta X_A + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s) \quad (3.1)$$

$$\Delta Z$$

$$(\Sigma m.C_p) \left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_R \cdot F_{A0} \cdot \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s) \quad (3.2)$$

$$\left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_R \cdot F_{A0} \cdot \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s) \quad (3.3)$$

$$(\Sigma m.C_p)$$

$$\lim \Delta Z \longrightarrow 0$$

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

Dimana:

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

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

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

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

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

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

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

c. Neraca panas untuk pemanas

Pemanas yang dipakai adalah *steam* yang stabil pada suhu 450– 500 °C

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

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

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

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

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

Pemanas : *Steam*

	K	C	F
T in	753,0000	480,0000	896,0000
T out	673,0000	400,0000	752,0000
delta T	80,0000	80,0000	144,0000

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ pemanas} &= 4,186 \text{ Cal/gr.K} \\
 &= 252 \text{ Btu/lb.K} \\
 &= 454 \text{ J/gr.K}
 \end{aligned}$$

Menghitung densitas pemanas pada T in:

$$\text{Rho p} = 0,6354 \text{ gr/cm}^3$$

Menghitung konduktivitas thermal pemanas pada T in:

$$\begin{aligned}
 k \text{ pemanas} &= 0,7299 \text{ cal/cm.jam.K} \\
 &= 0,3056 \text{ kJ/m.jam.K} \\
 &= 0,7531 \text{ Btu/ft.jam.F}
 \end{aligned}$$

Menghitung viskositas pemanas pada T in:

$$\begin{aligned}
 \mu_p &= 3,8734 \text{ gr/cm.jam} \\
 &= 0,0011 \text{ gr/cm.det} \\
 &= 0,3873 \text{ kg/m.jam} \\
 &= 0,2603 \text{ lb/ft.jam}
 \end{aligned}$$

Menentukan pemanas yang dibutuhkan:

Pemanas yang dipakai adalah *Steam* = 12564602,9548 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)).

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

Dimana :

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

ρ = Densitas gas, gr/cm^3

D_p = Densitas pertikel katalisator, cm

G = Gaya Gravitasi, cm/det^2

ε = Porosity tumpukan katalisator

μ = Viskositas gas, gr/cm jam

3. Data – data sifat fisis bahan

a. Menentukan umpan Y_i masuk

Tabel 2 Umpan Y_i Masuk Reaktor

Komponen	B _{Mi}	Massa	Mol	y_i
HCl	36,5	4800,0000	131,5068	0,0767
C ₂ H ₃ Cl	62,5	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂ H ₄ Cl ₂	99,0	140991,7488	1424,1591	0,8302
H ₂ O	18,0	2877,3826	159,8546	0,0932
TOTAL		148669,1314	1715,5205	1,0000

b. Menentukan *volume* gas reaktor

$$PV = nRT$$

$$n = 281,968 \text{ mol/dtk}$$

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

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

$$T = 753,15 \text{ K}$$

$$V = \frac{znRT}{P} = 0,8565 \text{ m}^3/\text{detik} \quad (4.0)$$

c. Menentukan densitas umpan

Komponen	A	B	C
HCl	0,00119	0,000044775	2,0997E-10
C ₂ H ₃ Cl	-0,00764	0,000058427	2,4051E-08
C ₂ H ₄ Cl ₂	-0,00433	0,000030693	5,2748E-09
H ₂ O	0,00053	0,000047093	4,9551E-08

$$\rho = \frac{P.BM}{R.T.Z} \quad (4.1)$$

$$= 0,0044 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

d. Menentukan viskositas umpan

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

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

Komponen	A	B	C
HCl	-9,118	0,555	-0,00011
C ₂ H ₃ Cl	-6,067	0,39013	-0,00008397
C ₂ H ₄ Cl ₂	-12,991	0,40085	-0,00011779
H ₂ O	-36,826	0,429	-0,0000162

Tabel 4. Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	y _i	η gas mikropoise	μ _{gas} (kg/s.m)	μ _{gas} (kg/jam.m)	μ _{gas} lb/ft.jam
HCl	0,076657	346,426010	0,000035	0,124713	0,000030
C ₂ H ₃ Cl	0,000000	240,089144	0,000024	0,086432	0,000021
C ₂ H ₄ Cl ₂	0,830161	222,061060	0,000022	0,079942	0,000019
H ₂ O	0,093181	277,025454	0,000028	0,099729	0,000024
TOTAL	1,000000	1085,601668	0,000109	0,390817	0,000095

$$\mu_{gas} = 0,000028 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,00028 \text{ gram/cm.s}$$

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
HCl	0,0767	0,0350	0,0027
C ₂ H ₃ Cl	0,0000	0,0500	0,0000
C ₂ H ₄ Cl ₂	0,8302	0,0218	0,0181
H ₂ O	0,0932	0,0641	0,0060
TOTAL	1,0000	0,1709	0,0267

$$\begin{aligned} k \text{ campuran} &= 0,030 \text{ W/m.K} \\ &= 0,1088 \text{ kJ/jam.m.K} \\ &= 0,0260 \text{ kkal/jam.m.K} \\ &= 0,0001 \text{ kal/cm.dtk.} \end{aligned}$$

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
HCl	2,92E+01	-1,26E-03	1,12E-06	4,97E-09	-2,50E-12
C ₂ H ₃ Cl	1,72E+01	1,46E-01	-6,43E-05	-3,24E-09	6,79E-12
C ₂ H ₄ Cl ₂	1,57E+01	2,61E-01	-2,15E-04	9,58E-08	-1,80E-11
H ₂ O	3,39E+01	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-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
HCl	0,00E+00	3,20E+01	3,02E+01	3,02E+01	9,45E-01
C ₂ H ₃ Cl	0,00E+00	1,70E+01	9,12E+01	9,12E+01	5,37E+00
C ₂ H ₄ Cl ₂	8,99E-01	4,20E+01	1,26E+02	1,26E+02	2,99E+00
H ₂ O	1,01E-01	2,80E+01	3,81E+01	3,81E+01	1,36E+00
TOTAL	1,0000	0,0000	285,2843	285,2843	10,6651

Tabel 9. Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas

Komponen	Fi (kg/jam)	Fi.Cpi Kjoule/jam.K	Cp.yi Kjoule/kmol.K
HCl	4,80E+03	3,48E+02	2,32E+00
C ₂ H ₃ Cl	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00
C ₂ H ₄ Cl ₂	1,41E+05	3,50E+05	1,04E+02
H ₂ O	2,88E+03	3,65E+02	3,55E+00
TOTAL	148669,1284	351005,6766	110,220155

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= 76,4678 \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 21368,8431 \text{ kJ/jam.K} \\
 &= 1,9501 \text{ kJ/kg.K}
 \end{aligned}$$

g. Menentukan panas reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah

sebagai (*Chemical properties handbook*, 1990) berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p dT \quad (4.5)$$

Tabel 9. Data Panas Reaksi Reaktor (*Chemical properties*, 1998)

Komponen	A	B	C	D	E
HCl	2,92E+01	-1,26E-03	1,12E-06	4,97E-09	-2,50E-12
C ₂ H ₃ Cl	1,72E+01	1,46E-01	-6,43E-05	-3,24E-09	6,79E-12
C ₂ H ₄ Cl ₂	1,57E+01	2,61E-01	-2,15E-04	9,58E-08	-1,80E-11
H ₂ O	3,39E+01	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

Tabel 10. Perhitungan Panas Reaksi Reaktor Stege 1

Dari data didapat:

Komponen	ΔH_f (kj/mol)	ΔH_f (kj/kmol)	ΔH (j/mol)	ΔH (kj/kmol)
HCl	1,33E+04	1,33E+07	1,34E+04	1,34E+04
C ₂ H ₃ Cl	2,09E+04	2,09E+07	3,41E+04	3,41E+04
C ₂ H ₄ Cl ₂	2,84E+04	2,84E+07	4,76E+04	4,76E+04
H ₂ O	1,53E+04	1,53E+07	1,62E+04	1,62E+04
TOTAL	7,79E+04	7,79E+07	1,11E+05	1,11E+05

Reaksi



$$\Delta H_{R298} = \Delta H_f \text{ Produk } 298 - \Delta H_f \text{ reaktan } 298 \quad (4.7)$$

$$\Delta H_{R298} = 5718619,587 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_R = \Delta H_f \text{ Produk} + \Delta H_{R298} - \Delta H_f \text{ reaktan} \quad (4.8)$$

$$\Delta H_R = 28407313,5104 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_P = 34125933,0976 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Delta HR} = 5718619,587 \text{ kJ/kmol} + 34125933,0976 \text{ kJ/kmol}$$

$$- 28407313,5104 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 11437239,1744 \text{ KJ/kmol}$$

$$= 2731738,828 \text{ kcal/kmol}$$

Jadi reaksi yang terjadi dalam proses pembuatan *vinyl chloride monomer* adalah reaksi endotermis.

h. Data sifat katalis (MSDS,1990)

Jenis : CuCl_3
 Ukuran : 10 mm
 Density : 1,05 gr/cm³

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 h_w/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
h_w/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6

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 :

$D_p/D_t = 0,15$

$$D_p = \text{diameter katalisator} = 1 \text{ cm}$$

$$D_{tube} = 1 / 0,15 = 6,667 \text{ cm} = 2,6246 \text{ in}$$

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

Dari tabel 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\textit{Nominal pipe size} = 3 \text{ in}$$

$$\textit{Outside diameter} = 3,5 \text{ in} = 8,89 \text{ cm}$$

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

$$\textit{Inside diameter} = 2,469 \text{ in} = 6,2713 \text{ cm}$$

$$\textit{Flow area per pipe} = 3,068 \text{ in}^2$$

$$\textit{Surface per in ft} = 0,917 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Aliran dalam pipa *turbulen* dipilih $N_{Re} = 4.500$

$$N_{Re} = \frac{G_g D_t}{\mu_g} \quad (4.9)$$

$$G_t = \frac{\mu_g N_{Re}}{D_t} \quad (5.0)$$

Dalam hubungan ini:

$$\mu_g = \text{viskositas umpan} = 0,00023 \text{ g/cm.det}$$

$$D_t = \text{Diameter tube} = 6,2713 \text{ cm}$$

$$\begin{aligned} G_t &= 0,907 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2 \cdot \text{s}} \\ &= 32664,430 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}} \end{aligned}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

$$A_t = \frac{G}{G_t} \quad (5.1)$$

$$A_t = 565372,319 \text{ cm}^2$$

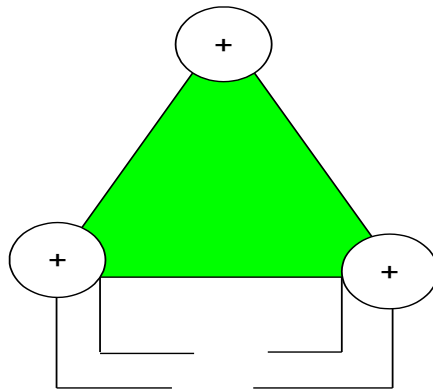
$$\text{Luas penampang pipa } A_o = 308,73 \text{ cm}^2$$

$$N_t = \frac{A_t}{A_o} \quad (5.2)$$

Jumlah pipa dalam reaktor = 1831,2822 buah = 1830 buah

b. Menghitung diameter dalam reaktor

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



$$P_t = 1,25 \times \text{OD}_t \quad (5.3)$$

$$= 1,25 \times 3,5 = 4,375 \text{ in}$$

$$C' = P_T - \text{OD} \quad (5.4)$$

$$= 4,375 - 3,5 = 0,875 \text{ in}$$

$$\text{ID}_s = \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}} \quad (5.5)$$

$$\text{ID}_s = 499,2999 \text{ cm}$$

Jadi diameter dalam reaktor = 499,2999 cm = 196,5747 in

c. Menghitung tebal dinding reaktor

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

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (5.6)$$

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 *Stainless steel SA 167 Grade 11 type 316*

E = 0,85

f = 18750 psi

C = 0,25

R = ID/2 = (481,2385 /2) in

P = 44,1 psi

Jadi P = (120/100)*P = 52,92 psi

$$t_s = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6 \times P} + C \quad (5.7)$$

maka :

$$t_s = \frac{52,92 \times \left(\frac{481,2385}{2}\right)}{18750 \times 0,85 - 0,6 \times 52,92} + 0,25$$

$$= 0,5770 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding reaktor standar 3/4 in

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter luar reaktor} &= ID + 2*ts & (5.8) \\
 &= 189,4640 + (2*1) \\
 &= 191,4640 \text{ in}
 \end{aligned}$$

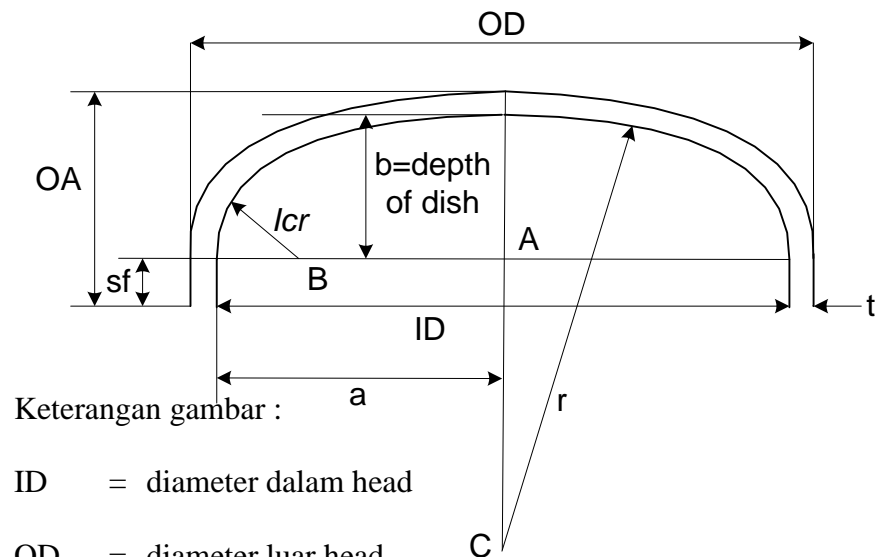
Sehingga dipilih diameter luar reaktor (Brownell,1959) sebesar 204 in.

5. Menghitung head reaktor

a. Menghitung tebal head reaktor

Bentuk head : *Elipstical Dished Head*

Bahan yang digunakan: *Stainless steel SA 167 Grade 11 type 316*



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari luar dish

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan (Brownell, 1979) :

$$t_h = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2.P} + C \quad (5.9)$$

P = tekanan design, psi = 52,92 psi

IDs = diameter dalam reactor, in = 189,4640 in

F = maksimum allowable stress, psi = 18750 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = faktor korosi, in = 0,25

maka

$$\begin{aligned} th &= \frac{52,189,464092 \times 189,4640}{2 \times 18750 \times 0,85 - 0,2 \times 52,92} + 0,25 \\ &= 0,2699 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal head reaktor standar 5/16 in

b. Menghitung tinggi head reaktor

ODs = 204 in

ts = 1 in

didapat : irc = 11,5 in

r = 170 in

a = IDs/2 = 98,2874 in (6.0)

AB = a - irc = 86,7874 in (6.1)

BC = r - irc = 158,5 in (6.2)

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 132,6281 in (6.3)

b = r - AC = 37,3719 in (6.4)

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

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} hH &= t_h + b + sf & (6.5) \\ &= 396,844 \text{ in} \\ &= 10,080 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor total} &= \text{panjang shell} + \text{tinggi head top} & (6.6) \\ \text{HR} &= 393,7 \text{ in} + 396,844 \text{ in} \\ &= 790,545 \text{ in} \\ &= 65,879 \text{ ft} \\ &= 20,1 \text{ m} \end{aligned}$$

6. Menghitung diameter pemanas

a. diameter pemanas masuk

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

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 2029,7310 \text{ mm} \\ &= 7,9911 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari *table* kern dipilih ukuran *standard*

ID= 9,75 in

OD= 10,75 in

b. diameter pemanas keluar reaktor

densitas rho keluar = 0,9987 gr/cm³

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (6.8)$$

$$D_{opt} = 2032,0998 \text{ mm}$$

$$= 8,004 \text{ in}$$

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

$$ID = 9,75 \text{ in}$$

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

7. Menghitung *volume* reaktora. *Volume head* (Vh)

$$V = 0,000049 \times ID_s^3 \quad (6.9)$$

$$= 0,0609 \text{ m}^3$$

b. *Volume shell* (Vs)

$$V = (3,14/4) \times ID_s^2 \times Z \quad (7.0)$$

$$= 19,570 \text{ m}^3$$

c. *Volume reactor* (Vr)

$$V = \text{Volume head} + \text{Volume shell} \quad (7.1)$$

$$= 19,6 \text{ m}^3$$

8. Spesifikasi nozzle

a. Diameter saluran gas umpan

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (7.2)$$

$$D_{optimum} = 453,8141 \text{ mm}$$

$$D_{optimum} = 17,8667 \text{ in}$$

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

$$ID : 19,25 \text{ in}$$

$$OD : 20 \text{ in}$$

b. Diameter saluran gas keluar reactor

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

$$D_{opt} = 448,6230 \text{ mm}$$

$$D_{opt} = 17,6623 \text{ in}$$

Tabel 11. Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode

Range Kutta

z (m)	x	T (K)	Ts (K)	$\int \Delta CP \cdot dT$ (j/mol)	$(-\Delta HR)$	P (atm)	ra, Kmol/ m ³ jam	dx/dz	dT/dz	dTs/dz	dP/dz	Fi.Cpi
0,0	0,0	753,0	753,0	22504,2	5741123,8	3,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	15053332,3
20,0	0,6	753,0	753,0	22504,1	5741123,7	3,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	10435026,3
20,1	0,6	753,0	753,0	22504,0	5741123,6	3,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	10323635,2
20,2	0,6	753,0	753,0	22503,9	5741123,5	3,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	10215662,2

9. Menghitung *Volume* total tumpukan katalis

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

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

$$= 18,176 \text{ m}^3$$

10. Menghitung berat tumpukan katalis

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

$$= 18,176 \text{ m}^3 \times 1050 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$= 19085,879 \text{ kg}$$