



LAMPIRANA

REAKTOR

Kode : R-01

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara *Toluene* (C_7H_8) dengan udara sehingga menghasilkan *Benzaldehyde* (C_6H_5CHO).

Tipe reaktor : Reaktor *Fixed bed multitube*.

1. Reaksi Kimia

Reaksi oksidasi toluene dan udara terjadi pada suhu 350°C dan tekanan 1 atm. Reaksi yang terjadi didalam reaktor adalah :

a Reaksi Utama



b Reaksi Samping



2. Sifat-sifat Fisis Campuran Gas

2.1 Kapasitas Panas Gas

Kapasitas panas masing-masing gas tergantung dari suhu, dan dianggap mengikuti persamaan polinomial :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4, \text{ J/mol.K}$$

Nilai konstanta A,B,C,D dan E untuk masing-masing gas diperoleh dari Yaws, 1999.

$$C_{pC_7H_8} = -24,097 + 5,2187 \cdot 10^{-1} T - 2,9827 \cdot 10^{-4} T^2 + 6,1220 \cdot 10^{-8} T^3 + 1,2567 \cdot 10^{-12} T^4$$

$$C_{pC_7H_6O} = -0,890 + 4,4758 \cdot 10^{-1} T - 1,8566 \cdot 10^{-4} T^2 - 3,6205 \cdot 10^{-8} T^3 + 3,1110 \cdot 10^{-11} T^4$$

$$C_{pC_6H_6} = -31,368 + 4,7460 \cdot 10^{-1} T - 3,1137 \cdot 10^{-4} T^2 + 8,5237 \cdot 10^{-8} T^3 - 5,0524 \cdot 10^{-11} T^4$$

$$C_{pC_4H_2O_3} = -31,368 + 4,7460 \cdot 10^{-1} T - 3,1137 \cdot 10^{-4} T^2 + 8,5237 \cdot 10^{-8} T^3 - 5,0524 \cdot 10^{-11} T^4$$

$$C_{pH_2O} = 33,933 - 8,4186 \cdot 10^{-3} T + 2,9906 \cdot 10^{-5} T^2 - 1,7825 \cdot 10^{-8} T^3 - 3,6934 \cdot 10^{-12} T^4$$

$$C_{pCO_2} = 27,437 + 4,2315 \cdot 10^{-2} T - 1,9555 \cdot 10^{-5} T^2 + 3,9968 \cdot 10^{-9} T^3 - 2,9872 \cdot 10^{-12} T^4$$

$$C_{pO_2} = 29,526 - 8,8999 \cdot 10^{-3} T + 3,8083 \cdot 10^{-5} T^2 - 3,2629 \cdot 10^{-9} T^3 + 8,8607 \cdot 10^{-12} T^4$$

Untuk campuran : $C_{p \text{ mix}} = \sum C_{pi} \cdot y_i$

dengan :

C_p : kapasitas panas, J/mol.K

T : suhu, K

y_i : fraksi mol gas dalam campuran

2.2 Panas Reaksi

Untuk menghitung ΔH_R pada berbagai suhu digunakan persamaan:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R, 298} + \int_{298}^T [C_p \text{ produk} - C_p \text{ reaktan}] dT$$

$$\Delta H_{R, 298} = (\sum \Delta H_f, 298)_{\text{produk}} - (\sum \Delta H_f, 298)_{\text{reaktan}}$$

Data-data entalpi pembentukan sebagai berikut :

Komponen	$\Delta H_f, 298$ (kJ/mol)
C_7H_8	50
O_2	0
C_7H_5CHO	-36,8
CO_2	-393,51
H_2O	-240,56
$C_4H_2O_3$	-398,3
C_6H_6	82,93

Untuk reaksi 1



$$\begin{aligned} \Delta H^\circ R_1, 298K &= (\Delta H_f^\circ C_6H_5CHO + \Delta H_f^\circ H_2O) - (\Delta H_f^\circ C_7H_8 + \Delta H_f^\circ O_2) \\ &= (-36,80 + (-240,56)) - (50 + 0) \end{aligned}$$

$$= 327,36 \text{ Kj/mol}$$

$$= 327360 \text{ j/mol}$$

$$\Delta H^\circ R_1 = \Delta H^\circ R_1, 298K \int_{298}^T [(C_{pC_6H_5CHO} + C_{pH_2O}) - (C_{pC_7H_8} + C_{pO_2})] dT$$

Untuk reaksi 2 :



$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ}R_{2, 298K} &= \Delta H_f^{\circ}C_4H_2O_3 + 3\Delta H_f^{\circ}H_2O + 3\Delta H_f^{\circ}CO_2 - (\Delta H_f^{\circ}C_7H_8 + 6\Delta H_f^{\circ}CO_2) \\ &= (-398,3 + 3.(-240,56)) + 3.(-240,56) + 3.(-393,51) - (50 + (6.0)) \\ &= -2350,51 \text{ KJ/mol} \\ &= 2350510 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

$$\Delta H^{\circ}R_2 = \Delta H^{\circ}R_{2, 298K} \int_{298}^T [(C_{PC_4H_2O_3} + 3C_{PH_2O} + 3C_{PCO_2}) - (C_{PC_7H_8} + 6C_{PO_2})] dT$$

dengan :

ΔHR : panas reaksi, KJ/mol

T : suhu, K

(Smith and Van Ness, 1996)

2.3 Berat Molekul

Berat molekul merupakan fungsi fraksi mol gas penyusun :

$$M \text{ campuran} = \sum (y_i.M_i)$$

dengan : y_i = fraksi mol

M_i = berat molekul komponen gas penyusun

Data berat molekul komponen gas penyusun :

Komponen	BM
C7H8	92

O ₂	32
C ₇ H ₆ O	106
CO ₂	44
H ₂ O	18
C ₄ H ₂ O ₃	98
C ₆ H ₆	76

2.4 Viskositas Gas

Viskositas gas murni dapat diperkirakan dengan persamaan :

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

(Yaws, 1999)

dengan : μ_i = viskositas gas murni, mikropoise

T = suhu, K

Konstanta A, B, dan C masing-masing gas sebagai berikut (Yaws, 1999):

Komponen	A	B	C
O ₂	44,24	0,562	-0,000113

C ₇ H ₈	1,787	0,23566	-9,3508E-06
N ₂	42,606	0,475	-0,0000988
H ₂ O	-36,826	0,429	-0,0000162
C ₆ H ₅ CHO	-4,551	2,45E-01	-2,85E-05
C ₆ H ₆	-0,157	2,57E-01	-8,98E-06
C ₄ H ₂ O ₃	-11,219	2,92E-01	-1,06E-05
CO ₂	11,336	4,99E-01	-1,09E-04

Untuk campuran gas :

$$M_{\text{campuran}} = \sum (y_i \cdot M_i)$$

2.4 Densitas Gas

Gas di dalam reaktor dianggap mengikuti gas ideal. Densitas campuran

gas dapat dihitung dengan persamaan :

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T$$

$$\rho = \frac{Pr}{RT} M_{\text{camp}} = \frac{n}{V} M_{\text{camp}}$$

dengan : ρ : densitas campuran gas, kg/m³

PT : suhu operasi, K

R : konstanta gas = 0,08206 atm.m³/kgmol.K

Mcamp : berat molekul campuran gas,g/gmol

(Perry and Green, 1984)

2.5 Data Katalis

Jenis katalis = V₂O₅

Diameter, Dp = 0,48 cm

Densitas partecel,pp = 3357 kg/m³

Bulk density, pb = 1300 kg/m³

Porositas, φ = 0,61

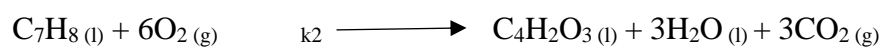
3. Perancangan Reaktor

3.1 Menentukan Persamaan Kecepatan Reaksi

Data konversi reaksi dari jurnal :

Suhu (C)	Konversi	Selektivitas 1	Selektivitas 2
350	0,90	0,50	0,50

Data persamaan kecepatan reaksi diperoleh dari jurnal :



Reaksi orde 2 :

$$r_T = \frac{K_1 K_2 y_T^2}{K_1 y_T^2 + K_2}$$

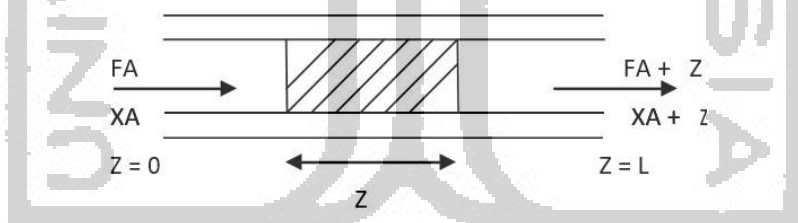
Nilai K1 (rate constant for toluene oxidation) = 4347,91

Nilai K2 (rate constant for catalist oxidation) = 0,056

3.2. Menentukan persamaan profil perubahan konversi terhadap panjang reaktor

Jika ditinjau sebuah tube sepanjang reaktor :

Profil aliran gas dalam tube :



Neraca massa dalam elemen volume ΔV ,

Laju input – laju output – laju reaksi = laju akumulasi

Pada keadaan steady state laju akumulasi = 0, maka

$$F_a|_z - f_a|_z + \Delta Z - (-r_a) \cdot \Delta w = 0$$

$\Delta W = \Delta V t \rho$, maka

$$F_a|_z - f_a|_z + \Delta z - (-r_A) \cdot \Delta V_t \cdot \rho = 0$$

Dimana :

$$\Delta V_t = N_t \cdot A \cdot \Delta Z \quad A = \pi/4 \text{ Di}^2 \quad \rho_B = \rho \cdot (1 - \varepsilon)$$

$$F_a|_z - F_a|_{z+\Delta z} - (-r_A) \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \text{ Di}^2 \cdot \Delta Z \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon) = 0$$

$$\frac{F_a|_z - F_a|_{z+\Delta z} - (-r_A) \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \text{ Di}^2 \cdot \Delta Z \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon)}{\Delta Z} = 0$$

$$\frac{F_a|_z - F_a|_{z+\Delta z}}{\Delta Z} = (-r_A) \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \text{ Di}^2 \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon)$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_a|_z - F_a|_{z+\Delta z}}{\Delta Z} = (-r_A) \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \text{ Di}^2 \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon)$$

$$\frac{-dF_A}{\Delta Z} = (-r_A) \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \text{ Di}^2 \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon)$$

dimana : $F_A = F_{AO} (1 - X_A)$

$$dF_A = dF_{AO} (1 - X_A)$$

$$dF_A = -dF_{AO} dX$$

$$\text{maka } \frac{F_{AO} dX}{\Delta Z} = (-r_A) \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \text{ Di}^2 \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon)$$

persamaan profil perubahan konversi terhadap panjang tube reaktor

$$\frac{dX}{\Delta Z} = \frac{(-r_A) \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \text{ Di}^2 \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon)}{F_{AO}}$$

dalam hubungan ini :

r_a = kecepatan reaksi etilen menjadi EO (kmol/kg katalis jam)

w = berat katalis, gr

ϵ = porositas bed

FAO = laju aliran, kmol / J

T = suhu, K

N_t = jumlah tube

D_{it} = diameter dalam, cm

Z = panjang tube dihitung dari atas, cm

X = konversi

Untuk reaksi yang berlangsung pada fase gas, maka berlaku :

$$P_i = \frac{F_i}{F_t} \times P_t$$

Dimana : P_i = tekanan parsial komponen i, atm

P_t = tekanan total, atm

F_i = laju alir mol komponen i, kmol/J

F_t = laju alir mol total, kmol/J

3.3. Menentukan persamaan profil perubahan temperatur terhadap panjang reaktor

Reaktor fixed bed multitube menyerupai alat penukar kalor, dimana cairan mengalir di dalam tube – tube yang berisi katalisator dan media pendingin mengalir diluarnya (shell) secara lawan arah (Counter Current).

Laju panas masuk – laju panas keluar + panas yang diserap pendingin = 0

$$H_{in} - H_{out} + Q = 0$$

Jika $dQ = U (T - T_s) dA$

$$\Delta H = \sum (F_i C_{pi}) dT - (\Delta H_r) F_{ao} dX$$

$$dA = \pi D_{it} dZ$$

$$\sum (F_i C_{pi}) dT - (\Delta H_r) F_{ao} dX + U (T - T_s) dA = 0$$

$$\sum (F_i C_{pi}) dT = (\Delta H_r) F_{ao} dX + U (T - T_s) \pi D_{it} dZ$$

$$\frac{\sum (F_i C_{pi}) dT}{dZ} = (\Delta H_r) F_{ao} \frac{dX}{dZ} + U (T - T_s) \pi D_{it}$$

Untuk semua tube :

Persamaan profil perubahan temperature terhadap panjang tube reaktor

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(\Delta H_r) F_{ao} \frac{dX}{dZ} + U (T - T_s) \pi D_{it} N_t}{\sum F_i C_{pi} .reaktan - \sum F_i C_{pi} .produk}$$

Panas reaksi pada suhu T dapat dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H_r = \Delta H_{r298} + \int_{298}^T (\Sigma C_p) dT$$

$$\Delta H_{r1} = \Delta H_{r298} + \int_{298}^T (\Sigma C_p) dT$$

$$\Delta H_{r2} = \Delta H_{r298} + \int_{298}^T (\Sigma C_p) dT$$

$$\Delta H_{r \text{ total}} = \Delta H_{r298} + \int_{298}^T (\Delta A + \Delta B T + \Delta C T^2 + \Delta D T^3 + \Delta E T^4) dT$$

$$\Delta H_{r \text{ total}} = (\Delta H_{r298} + \Delta A(T-298) + \Delta B/2(T^2-298^2) + \Delta C/3(T^3-298^3) + \Delta D/4(T^4-298^4) + \Delta E/5(T^5-298^5)) \quad (T^3-$$

3.4. Menentukan persamaan profil perubahan temperatur pendingin terhadap panjang reaktor

Laju pendingin input – laju pendingin output + panas dari tube + akumulasi = 0

Pada keadaan steady state akumulasi = 0, maka :

$$\frac{W_s \cdot c_{ps} \cdot (dT_s|_{z+\Delta z} - W_s \cdot C_{ps} dT_s|_z)}{\Delta z} = - U (T-T_s) \pi \text{ Dit } Nt$$

Persamaan profil perubahan temperature pendingin terhadap panjang tube reaktor

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{- U \cdot (T - T_s) \cdot \pi \cdot \text{Dit}, Nt}{W_s \cdot C_{ps}}$$

dengan hubungan :

W_s = jumlah pendingin., lb/jam

C_{ps} = kapasitas panas pendingin, lb/jam ft

3.5. Menentukan persamaan profil perubahan tekanan di sepanjang reaktor

Pressure drop pada reaktor fixed bed multi tube dapat diturunkan dari persamaan *ergun* (Hill, 1977)

$$\frac{P_0 - P_z}{Gt} \cdot \rho \cdot \frac{IDt}{H} \cdot \frac{\varepsilon^3}{1 - \varepsilon} = \frac{150(1 - \varepsilon)}{Dp \cdot \frac{Gt}{\mu_{camp}}} + 1,75$$

$$\frac{P_0 - P_z}{H} = \frac{Gt}{IDt \cdot \rho} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150(1 - \varepsilon)}{Dp \cdot \frac{Gt}{\mu_{camp}}} + 1,75 \right]$$

Dimana : $H = \Delta Z$ (panjang tube)

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{P_0 - P_z}{\Delta z} = - \frac{Gt}{IDt \cdot \rho} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150(1 - \varepsilon)}{Dp \cdot \frac{Gt}{\mu_{camp}}} + 1,75 \right]$$

dimana : ρ = densitas campuran gas (kg/m^3)

μ = viskositas campuran gas (kg/m.jam)

ε = porositas katalis

4. Perhitungan Reaktor

4.1 Menentukan Ukuran Tube

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator di bandingkan dengan pipa kosong (h_w/h) telah diteliti oleh Colburn's, yaitu:

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

(Smith, Chem Kinetik Eng, P.571)

Dipilih $D_p/D_t = 15$, karena menghasilkan perpindahan panas yang paling besar.

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 $D_t = 5$ cm.

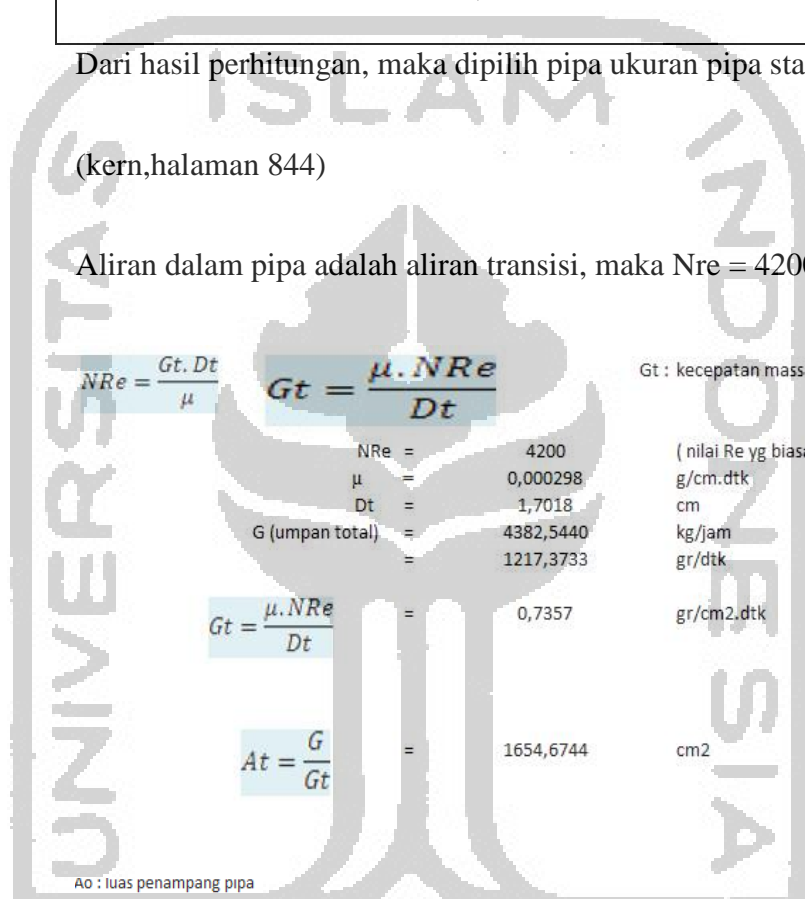
Jenis Tube	Shell n tube					
BWG	8,00	in	20,32	cm	0,2032	m
OD	1	in	2,54	cm	0,0254	m
ID	0,670	in	1,7018	cm	0,0170	m
Flow area per tube	0,355	in ²	2,2903	cm ²	0,00023	m ²

L	12	ft
Surface per lin ft (Outside)	0,2618	ft ² /ft
Surface per lin ft (Inside)	0,1754	ft ² /ft
Weight per lin ft, lb steel	1,61	

Dari hasil perhitungan, maka dipilih pipa ukuran pipa standart :

(kern,halaman 844)

Aliran dalam pipa adalah aliran transisi, maka $N_{re} = 4200$



$$N_{Re} = \frac{Gt \cdot Dt}{\mu}$$

$$Gt = \frac{\mu \cdot N_{Re}}{Dt}$$

$N_{Re} = 4200$
 $\mu = 0,000298$ g/cm.dtk
 $Dt = 1,7018$ cm
 G (umpan total) = 4382,5440 kg/jam
 = 1217,3733 gr/dtk

$Gt = \frac{\mu \cdot N_{Re}}{Dt} = 0,7357$ gr/cm².dtk = 26485,8396

$A_t = \frac{G}{Gt} = 1654,6744$ cm² = 0,1655

A_o : luas penampang pipa
 $A_o = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = 2,2735$ cm² = 0,02273 m²

N_t (jumlah pipa) max :
 $N_t \max = \frac{A_t}{A_o} = 727,8231$ buah
 766 tabel kern 9

$\rho_s = 3,3570$ g/cm³ density katalis
 $P = 1$ atm
 $BM \text{ udara} = 28,7548$ g/gmol
 $R = 82,05$ cm³ atm/gmol K
 $T \text{ udara} = 303$ K
 $\rho_g = 0,0006$ g/cm³ density umpan
 $\rho \text{ udara} = \frac{P_{\text{udara}} \cdot BM_{\text{udara}}}{R \cdot T_{\text{udara}}} = 0,0011566$ g/cm³

Katalis V2O5 :

bentuk = Spherical
 Re = 4200
 Fd = 0,4 (fig.69 brown P.76)

$$V_{max} = \sqrt{\frac{4(\rho_b - \rho_g)g \cdot Dp}{3 \cdot \rho_g \cdot f_D}} = 1771,9165 \text{ cm/det} = 63788,9933 \text{ m/jam}$$

$$Q = \frac{G}{\rho_g} = 1.874.109,65 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$A_t = \frac{Q}{V_{max}} = 1057,6738 \text{ cm}^2$$

$$N_t \text{ min} = \frac{A_t}{A_o} = 465,2272 \text{ buah}$$

Diantara 21 - 766
 Diambil Nt = 750 buah

4.2. Menentukan Diameter Reaktor (IDs)

Pipa (tube) disusun dengan pola 'triangular pitch' agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell menjadi besar, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi (h_o).

Jenis susunan tube : Triangular
 Pitch Tube (PT) : 1,25 inchi
 Clearance (C') : 0,25 inchi
 Jumlah Tube : 750 buah

Maka :

$$IDs = \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot P_T^2 \cdot 0.866}{\pi}} = 183,599 \text{ cm}$$

$$= 72,283 \text{ inchi}$$

$$= 1,836 \text{ m}$$

Jenis	=	Downterm A
T	=	200 - 750 F (366.3 - 671.8 K)
BM	=	165
Cp	=	0.1152 + 0.0003402T.cal/gr.K
Densitas (ρ)	=	1.3644 - 9.7073.10 ⁻⁴ T.g/cm ³
Viskositas (μ)	=	35.5898 - 0.04212 T(g/cm.J)
Kond. thermal (k)	=	1.512-0.0010387T.cal/g.cm.K

4.3.Menentukan Pendingin Yang Dibutuhkan

$$W_p = \frac{Q_H}{C_p \times \Delta T}$$

4.4.Menghitung Panjang Reaktor

Persamaan – persamaan yang digunakan untuk menentukan panjang reaktor :

Persamaan neraca massa pada elemen volume :

$$\frac{dx}{dz} = \frac{(rT).Nt.\pi.(IDt)^2}{4.FA_0}$$

Persamaan neraca panas pada elemen volume :

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H_R).FA_0.\frac{dX}{dZ} - Ud.\pi.ODt.Nt.(T - T_p)}{\sum F_i.C_{pi}}$$

Persamaan neraca panas pendingin

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{Ud.\pi.ODt.Nt.(T - T_s)}{W_p.C_{pp}}$$

Persamaan pressure drop

$$\frac{dP}{dz} = \frac{Gt}{\rho \cdot g_c \cdot Dp} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)}{(\varepsilon)^3} \cdot \left(\frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu}{Dp} + 1,75 \cdot Gt \right)$$

Persamaan – persamaan differensial diatas diselesaikan secara simultan menggunakan metode Runge Kutta orde 4. Perhitungan dihentikan ketika konversi sudah mencapai 90%.

Δz	0,1000					
z (m)	x	T (K)	Ts (K)	$\int \Delta CP \cdot dT$ (j/mol), reaksi 1	(-ΔHR)	P (atm)
0	0	623,0000	367,0000	29637,8960	2648232,1040	1,000000
0,1000	0,0000000	622,2869	367,7037	29559,6575	2648310,3425	1,005545
0,2000	0,0102796	621,5877	368,4028	29482,9865	2648387,0135	1,011048
0,3000	0,0205592	620,8935	369,0973	29406,9089	2648463,0911	1,016514
0,4000	0,0308389	620,2042	369,7874	29331,4189	2648538,5811	1,021945
0,5000	0,0411185	619,5199	370,4730	29256,5110	2648613,4890	1,027342
0,6000	0,0513981	618,8404	371,1542	29182,1795	2648687,8205	1,032703
0,7000	0,0616777	618,1657	371,8311	29108,4191	2648761,5809	1,038031
0,8000	0,0719574	617,4958	372,5036	29035,2243	2648834,7757	1,043326
0,9000	0,0822370	616,8307	373,1718	28962,5898	2648907,4102	1,048588
1,0000	0,0925166	616,1703	373,8357	28890,5102	2648979,4898	1,053817
1,1000	0,1027962	615,5145	374,4955	28818,9805	2649051,0195	1,059016
1,2000	0,1130758	614,8633	375,1510	28747,9953	2649122,0047	1,064183
1,3000	0,1233555	614,2168	375,8024	28677,5497	2649192,4503	1,069319
1,4000	0,1336351	613,5747	376,4497	28607,6385	2649262,3615	1,074425
1,5000	0,1439147	612,9372	377,0928	28538,2569	2649331,7431	1,079502
1,6000	0,1541943	612,3042	377,7320	28469,3998	2649400,6002	1,084549
1,7000	0,1644740	611,6755	378,3671	28401,0624	2649468,9376	1,089568
1,8000	0,1747536	611,0513	378,9982	28333,2399	2649536,7601	1,094558
1,9000	0,1850332	610,4314	379,6254	28265,9275	2649604,0725	1,099520
2,0000	0,1953128	609,8159	380,2487	28199,1206	2649670,8794	1,104455
2,1000	0,2055925	609,2046	380,8681	28132,8145	2649737,1855	1,109363
2,2000	0,2158721	608,5975	381,4836	28067,0045	2649802,9955	1,114244
2,3000	0,2261517	607,9947	382,0954	28001,6862	2649868,3138	1,119098
2,4000	0,2364313	607,3961	382,7033	27936,8550	2649933,1450	1,123927

2,5000	0,2467109	606,8016	383,3075	27872,5066	2649997,4934	1,128730
2,6000	0,2569906	606,2112	383,9079	27808,6364	2650061,3636	1,133508
2,7000	0,2672702	605,6249	384,5047	27745,2403	2650124,7597	1,138261
2,8000	0,2775498	605,0426	385,0978	27682,3138	2650187,6862	1,142990
2,9000	0,2878294	604,4643	385,6872	27619,8528	2650250,1472	1,147694
3,0000	0,2981091	603,8900	386,2731	27557,8530	2650312,1470	1,152375
3,1000	0,3083887	603,3197	386,8553	27496,3102	2650373,6898	1,157032
3,2000	0,3186683	602,7532	387,4341	27435,2205	2650434,7795	1,161666
3,3000	0,3289479	602,1906	388,0093	27374,5797	2650495,4203	1,166277
3,4000	0,3392275	601,6319	388,5810	27314,3837	2650555,6163	1,170865
3,5000	0,3495072	601,0770	389,1492	27254,6287	2650615,3713	1,175431
3,6000	0,3597868	600,5258	389,7140	27195,3107	2650674,6893	1,179975
3,7000	0,3700664	599,9785	390,2754	27136,4258	2650733,5742	1,184497
3,8000	0,3803460	599,4348	390,8334	27077,9702	2650792,0298	1,188998
3,9000	0,3906257	598,8948	391,3881	27019,9401	2650850,0599	1,193478
4,0000	0,4009053	598,3585	391,9394	26962,3316	2650907,6684	1,197936
4,1000	0,4111849	597,8258	392,4874	26905,1412	2650964,8588	1,202375
4,2000	0,4214645	597,2968	393,0322	26848,3650	2651021,6350	1,206792
4,3000	0,4317441	596,7713	393,5737	26791,9996	2651078,0004	1,211190
4,4000	0,4420238	596,2493	394,1119	26736,0412	2651133,9588	1,215567
4,5000	0,4523034	595,7309	394,6470	26680,4863	2651189,5137	1,219925
4,6000	0,4625830	595,2159	395,1789	26625,3314	2651244,6686	1,224264
4,7000	0,4728626	594,7044	395,7076	26570,5730	2651299,4270	1,228584
4,8000	0,4831423	594,1964	396,2332	26516,2077	2651353,7923	1,232884
4,9000	0,4934219	593,6917	396,7558	26462,2320	2651407,7680	1,237166
5,0000	0,5037015	593,1905	397,2752	26408,6426	2651461,3574	1,241429
5,1000	0,5139811	592,6926	397,7915	26355,4361	2651514,5639	1,245674
5,2000	0,5242607	592,1980	398,3049	26302,6093	2651567,3907	1,249901
5,3000	0,5345404	591,7067	398,8152	26250,1588	2651619,8412	1,254110
5,4000	0,5448200	591,2187	399,3225	26198,0814	2651671,9186	1,258301
5,5000	0,5550996	590,7339	399,8269	26146,3740	2651723,6260	1,262475
5,6000	0,5653792	590,2523	400,3283	26095,0333	2651774,9667	1,266631
5,7000	0,5756589	589,7740	400,8268	26044,0562	2651825,9438	1,270771
5,8000	0,5859385	589,2988	401,3224	25993,4396	2651876,5604	1,274893
5,9000	0,5962181	588,8268	401,8152	25943,1805	2651926,8195	1,278999
6,0000	0,6064977	588,3579	402,3051	25893,2758	2651976,7242	1,283089
6,1000	0,6167774	587,8921	402,7921	25843,7225	2652026,2775	1,287162
6,2000	0,6270570	587,4293	403,2763	25794,5176	2652075,4824	1,291219
6,3000	0,6373366	586,9696	403,7578	25745,6582	2652124,3418	1,295259
6,4000	0,6476162	586,5130	404,2364	25697,1414	2652172,8586	1,299284
6,5000	0,6578958	586,0593	404,7124	25648,9643	2652221,0357	1,303294

6,6000	0,6681755	585,6087	405,1855	25601,1240	2652268,8760	1,307288
6,7000	0,6784551	585,1609	405,6560	25553,6177	2652316,3823	1,311266
6,8000	0,6887347	584,7161	406,1238	25506,4427	2652363,5573	1,315230
6,9000	0,6990143	584,2743	406,5889	25459,5961	2652410,4039	1,319178
7,0000	0,7092940	583,8353	407,0514	25413,0751	2652456,9249	1,323112
7,1000	0,7195736	583,3992	407,5112	25366,8772	2652503,1228	1,327031
7,2000	0,7298532	582,9659	407,9684	25320,9996	2652549,0004	1,330935
7,3000	0,7401328	582,5355	408,4231	25275,4396	2652594,5604	1,334825
7,4000	0,7504124	582,1078	408,8751	25230,1947	2652639,8053	1,338701
7,5000	0,7606921	581,6830	409,3246	25185,2622	2652684,7378	1,342562
7,6000	0,7709717	581,2609	409,7716	25140,6395	2652729,3605	1,346410
7,7000	0,7812513	580,8415	410,2160	25096,3241	2652773,6759	1,350244
7,8000	0,7915309	580,4248	410,6580	25052,3135	2652817,6865	1,354064
7,9000	0,8018106	580,0109	411,0974	25008,6051	2652861,3949	1,357870
8,0000	0,8120902	579,5996	411,5344	24965,1965	2652904,8035	1,361663
8,1000	0,8223698	579,1910	411,9690	24922,0852	2652947,9148	1,365443
8,2000	0,8326494	578,7850	412,4011	24879,2688	2652990,7312	1,369210
8,3000	0,8429290	578,3817	412,8308	24836,7450	2653033,2550	1,372963
8,4000	0,8532087	577,9809	413,2581	24794,5112	2653075,4888	1,376704
8,5000	0,8634883	577,5827	413,6830	24752,5652	2653117,4348	1,380432
8,6000	0,8737679	577,1871	414,1056	24710,9047	2653159,0953	1,384147
8,7000	0,8840475	576,7940	414,5258	24669,5272	2653200,4728	1,387850
8,8000	0,8943272	576,4034	414,9437	24628,4306	2653241,5694	1,391540
8,9000	0,9046068	576,0154	415,3592	24587,6126	2653282,3874	1,395218
9,0000	0,9148864	575,6298	415,7725	24547,0708	2653322,9292	1,398883

Resume :

konversi (X) =	0,90461				
suhu gas masuk (Tin) =	623	K	350,0000	C	
suhu gas keluar (Tout) =	576,0154	K	303,0154	C	
Z (panjang pipa tube) =	8,900	m	350,3937	in	
tekanan masuk (P in) =	1,0	atm			
tekanan keluar (P out) =	1,4	atm			
diameter shell (IDS) =	91,3269	cm	35,9555	in	0,9132685 m
suhu pendingin masuk (Ts in) =	367	K	94,0000	C	
suhu pendingin keluar (Ts out) =	415,3592	K	142,3592	C	

5. Mechanical Desain

1. Tube

BWG	=	8,00	in
OD	=	1,00	in
L	=	8	ft
ID	=	0,670	in
Flow area per tube	=	0,355	in ²
Surface per lin ft :			
Outside	=	0,262	ft ² /ft
Inside	=	0,175	ft ² /ft
Weight per lin ft	=	1,6100	lb steel
Panjang pipa tube	=	350,3939	in
Susunan tube	=	Triangular	pitch
Jumlah pipa	=	750	buah
Pitch (jrk antara 2 pusat pipa)	=	1,25	in
Clearance (jrk antara 2 pipa)	=	0,2500	in

$$TebalTube = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C$$

Dilihat dari rumus di atas, didapat tebal Tube yakni = 0,125 inchi

2. Shell

a) Tekanan design (max over design 20%)

tekanan operasi	=	1,0	atm
	=	14,70	psi
	=	1,0133	bar
tekanan desain	=	17,6400	psi
	=	2,9400	psig

b) Bahan konstruksi shell

Dipilih material Low-Alloy Steel SA 202 Grade B
(Brownell, P.252)

pertimbangan : reaktor tidak berisi larutan maupun gas yang beracun
suhu operasi antara 650 s/d
1000°F

c) Tebal dinding shell

Tebal dinding shell dihitung dengan persamaan :

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

..... (Eq 13.1, P.254, Brownell, 1959)

Dimana :

Ts = tebal dinding shell (in)

P = tekanan design (psi)

r = (IDs/2) = radius dalam shell (in)

E = efisiensi sambungan

f = allowable working stress (psi)

c = faktor korosi (in)

Dari tabel 13.1, P.251, Brownell, 1959. diperoleh :

Tekanan yang diijinkan (f) = 20902 psi

Efficiency pengelasan (E) = 0,8 (double welded butt joint, tabel 13.2, P.254)

Faktor korosi (c) = 0,125 in

Dengan IDs = 35,9555 in

Tebal shell (ts) = 0,1440 in

Dipilih tebal dinding standar = 3/16 = 0,1875 in

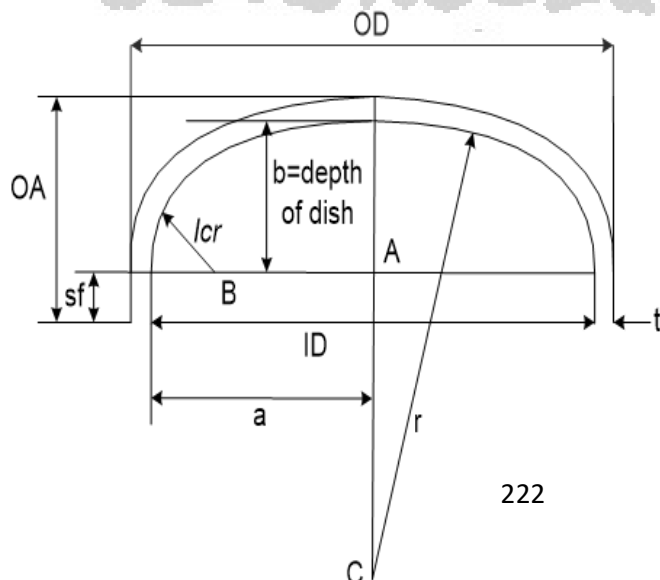
ODs = $\text{IDs} + 2 \text{ (tebalshell)}$ = 36,3305 in

dari tabel 5.7, P.90, Brownell,1959 dipilih OD

standar = 36 in

3. Head Reaktor

a. bentuk head : digunakan untuk tekanan operasi hingga 15psig-200psig dan
:Torisphericalhead harganya cukup ekonomis, (Brownell and Young, 1959).



b. Bahan konstruksi head

Dipilih material Carbon Steel SA 283 Grade C

pertimbangan : reaktor tidak berisi larutan maupun gas yang beracun
larutan tidak bersifat korosif

c. tebal Head (tH)

untuk Torispherical dished head,

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.10 (Brownell and Young, 1959)

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

di mana :

P = Tekanan Perancangan, Psi

f = Tekanan maksimum yang diijinkan pada bahan

C = Joint efficiency, in

E = Corrosion Allowance, in

Dipilih material Carbon Steel
SA 283 Grade C, dari Brownell
tabel 13.1, P.251 diperoleh :
13 - 2) diperoleh :

Tekanan yang diijinkan (f) = 13630 psi

Efficiency pengelasan (E) = 0,8

Faktor korosi (c) = 0,125 in

Tebal head reaktor (tH) = 0,1989 in

Dipilih tebal head

standart = 1/4 = 0,25 in

c. Tinggi Head (hH)

dari tabel 5.7 Brownell

hal.90

ODs = 35,96 in

ts	=	0,2500	in	
didapat :				
icr	=	2,250	in	
r	=	36	in	
a	=	IDs/2	=	17,9777 in
AB	=	a - icr	=	15,7277 in
BC	=	r - icr	=	33,7500 in
AC	=	$(BC^2 - AB^2)^{1/2}$	=	29,8614 in
b	=	r - AC	=	6,1386 in

Dari tabel 5.6 Brownell hal.88 dengan th 1/4 in didapat sf

=		1 1/2 - 2 1/2 in	
	Perancangan digunakan sf	=	2 in

Tinggi Head (OA)	=	th + b + sf	
	=	8,3886349558309	in
	=	0,6991	ft
	=	0,2131	m

4. Tinggi Reaktor (HR)

tR	=	Panjang tube + top tinggi head	
	=	358,7825	in
	=	29,8985	ft
	=	9,1131	m

5. Volume Reaktor (VR)

a. Volume head (VH)	=	0.000049 x IDs³(Eq 5.11, P.88, Brownell, 1959)
	=	2,2777	in ³
	=	3,73244E-05	m ³

b. Volume shell (VS)	=	$\pi/4 \cdot (IDs)^2 \cdot Z$	
	=	355594,8573	in ³
	=	5,8272	m ³

c. Volume Reaktor (VR)	=	Volume shell + (Vol.Tophead)	
	=	5,8272	m ³

Waktu tinggal:	=	V/Q
----------------	---	-----

Volume Tube:	123,4740	in ³
	0,0020	m ³
Q=	0,0012	m ³ /s
t=	1,6225	s

REAKTOR

Spesifikasi Reaktor

Fungsi : mereaksikan toluen dan oksigen menghasilkan produk benzaldehida

Tipe : FIXED BED MULTITUBE
 Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm
 suhu umpan: 350 C
 Suhu produk: 303,0154 C
 Pengendali panas (air)
 Suhu masuk: 94 C
 Suhu keluar: 325 C
 m= 1062911,72 kg/jam

Spesifikasi Tube

Jumlah : 750 buah
 Panjang tube : 8,9 m
 IDT= 0,67 in
 ODT= 1 in
 susunan : Triangular dengan pitch 1 1/4 in
 Jumlah pass : 1
 material : carbon steel

Spesifikasi shell

IDs : 0,9133 m
 Tebal : 2/16 in
 jumlah pass : 1
 Material : Low-Alloy Steel SA 202 Grade B

Bentuk Head	Torispherical Head	
Tebal Head	0,20	inch
Tinggi Head	0,2131	m
Tinggi Total Reaktor	9,3261	m
Waktu tinggal	1,6225	s
Volume Head	4,E-05	m ³
Volume Reaktor	5,8272	m ³
Pipa Reaktan	(masuk dan keluar sama)	
OD=	12	inch
ID =	12,75	inch
Pipa Pendingin		
Masuk		
ID	14,31	in
OD	14	in
Keluar		
ID	12,42	in
OD	12,75	in

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA