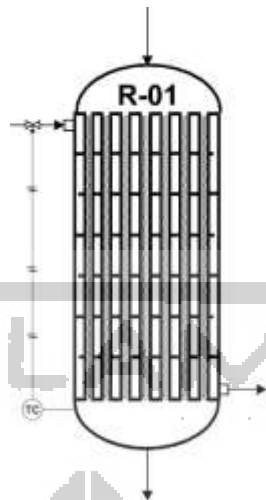




LAMPIRAN A

REAKTOR

- Jenis : *Fixed bed multitube*
- Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara *benzene* dan *propylene* menjadi *cumene/isopropylbenzene*
- Kondisi Operasi : Suhu = 350°C
Tekanan = 25 atm
Reaksi = Eksotermis
- Tujuan :
1. Menentukan jenis reaktor
 2. Menghitung *pressure drop*
 3. Menghitung berat katalis
 4. Menghitung waktu tinggal katalis
 5. Menentukan dimensi reaktor



Reaksi yang terjadi dalam reaktor



1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih jenis reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- b. umur katalis panjang 12-15 bulan
- c. reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- d. tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- e. pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe shell and tube

(Hill, hal. 425-431)

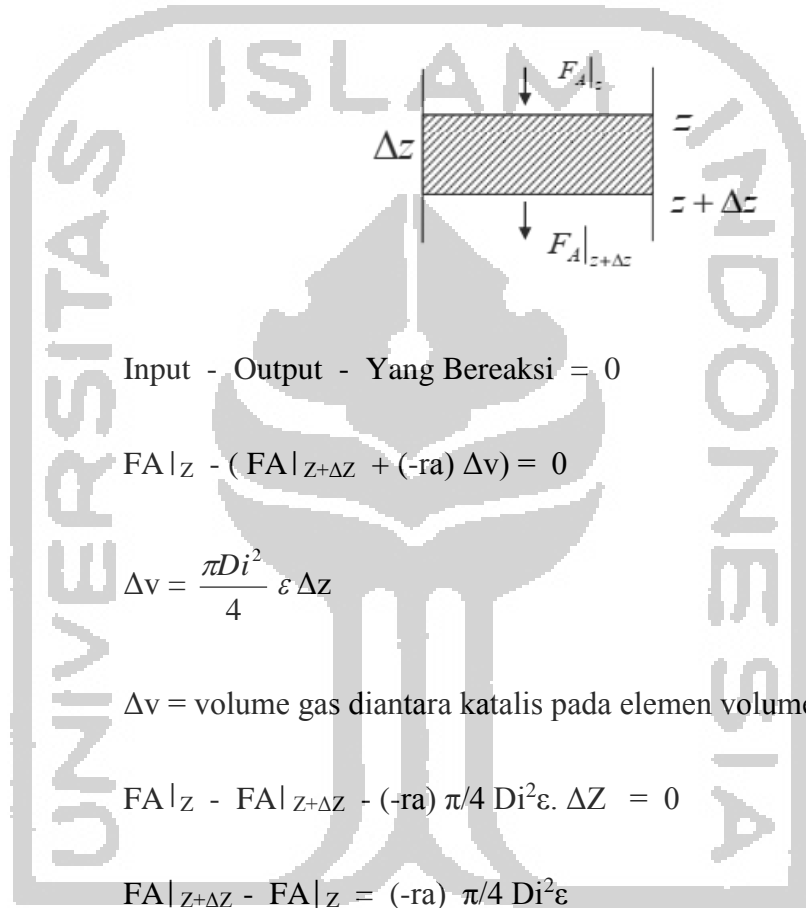
2. Persamaan-persamaan Matematis Reaktor

a. Neraca Massa Reaktor

Reaksi berlangsung alam keadaan steady state dalam reaktor setebal

ΔZ dengan konversi X. Neraca massa pada elemen volume:

Input – Output – Yang bereaksi = 0



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

Dimana $F_A = -F_{A0} (1 - X_A)$

$$\Delta F_A = -F_{A0} \cdot \Delta X_A$$

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

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

Lim $\Delta Z \rightarrow 0$

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

Dimana :

$$\frac{dX_A}{dz} = \text{perubahan konversi persatuan panjang}$$

$$\varepsilon = \text{porositas}$$

$$(-r_A) = \text{kecepatan reaksi} = k C_A \cdot C_B$$

$$Z = \text{tebal tumpukan katalisator}$$

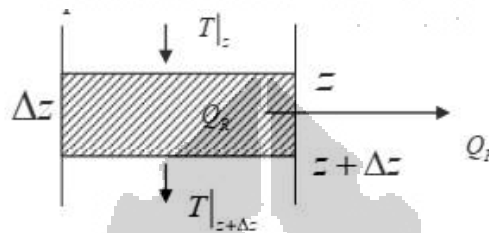
$$D_i = \text{diameter dalam pipa}$$

Tabel 1 Komposisi dengan perhitungan kapasitas

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Propylene	1339,6463	13,2750
Propane	7,0583	7,0583
Benzene	4992,5349	2532,4061
Toluene	5,8964	5,8964

Cumene	3,7898	3789,7729
DPIB	-	0,5169
TOTAL	6348,9257	6348,9257

b. Neraca Panas Elemen Volume



Input – Output = Acc

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

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

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

$$Q_R = \Delta H_R F_{A_o} \Delta X_A$$

$$Q_P = UA (T - T_s)$$

$$A = \pi D_o \Delta z$$

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

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

: ΔZ

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

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

$$(\Sigma m.C_p)$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

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

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

C_p = Kapasitas panas

c. Neraca Panas Pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A yang stabil pada suhu

93,3 – 540°C

Komposisi Dowtherm A : 73,5 % Diphenyl Oxyde

26,5 % Diphenyl

Sifat-sifat fisis Dowtherm A (T dalam K) dari Hydrocarbon

Processing.

$$C_p = 0,11152 + 3,402 \cdot 10^{-4} T, \text{ cal/g.K}$$

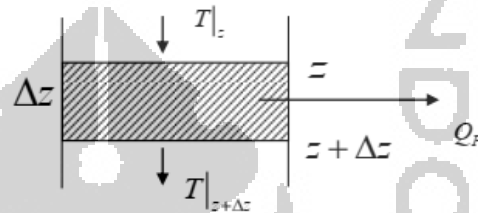
$$P = 1,4 - 1,0368 \cdot 10^{-3} T, \text{ gr/cm}^3$$

$$\mu = 35,5808 - 0,04212 T, \text{ gr/cm.Jam}$$

$$k = 0,84335 - 5,8076 \cdot 10^{-4}, \text{ cal/J.Cm.K}$$

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volum



$$\text{Input} - \text{output} = 0$$

$$m_p.C_{pp} (T_s|_z - T_o) + Q_p - m_p.C_{pp} (T_s|_{z+\Delta z} - T_o) = 0$$

$$m_p.C_{pp} (T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = -Q_p$$

$$(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_s)}{(m.C_p)_p}$$

$$(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) / \Delta z = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m.C_p)_p}$$

$$-(T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z) / \Delta z = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m.C_p)_p}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta Z} = \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m.C_p)_p}$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{U \cdot \pi \cdot D_o (T - T_s)}{(m \cdot C_p) p}$$

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”.

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

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 Yi Masuk

Tabel 2 Umpan Yi Masuk Reaktor

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	yi
<i>Propylene</i>	42,1	1339,6463	31,8206	0,3315
<i>Propane</i>	44,1	7,0583	0,1601	0,0017

<i>Benzene</i>	78,1	4992,5349	63,9249	0,6659
<i>Toluene</i>	92,1	5,8964	0,0640	0,0007
<i>Cumene</i>	120,2	3,7898	0,0315	0,0003
<i>DIPB</i>	162,3	0,0000	0,0000	0,0000
Total		6348,9257	96,0011	1,0000

b. Menentukan Volume Gas Reaktor

$$PV = nRT$$

$$n = 96,0011 \text{ kmol/jam} = 26,6670 \text{ mol/dtk}$$

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

$$P = 25 \text{ atm}$$

$$V = \frac{nRT}{P} = 49489,7050 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

c. Menentukan Densitas Umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{RT} = \frac{(25 \text{ atm})(66,1339 \frac{\text{g}}{\text{mol}})}{(82,05 \frac{\text{atm.cm}^3}{\text{mol.K}})(623\text{K})} = 0,0356 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$$

d. Menentukan Viskositas Umpan

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

Tabel 3 Data Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	A (micropoise)	B (micropoise)	C (micropoise)
<i>Propylene</i>	-7,23	3,4180E-01	-9,4516E-05
<i>Propane</i>	-5,462	3,2722E-01	-1,0672E-04
<i>Benzene</i>	-0,151	2,5706E-01	-8,9797E-06

<i>Toluene</i>	1,787	2,3566E-01	-9,3508E-06
Cumene	-12,027	2,5591E-01	-4,3606E-05
DIPB	-3,377	2,0894E-01	-4,4368E-05

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

Tabel 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	Yi	μ_{gas} (micropoise)	μ_{gas} (kg/ s.m)	μ_{gas} (kg/jam.m)	μ_{gas} (lb/ jam.ft)
<i>Propylene</i>	0,3315	169,027	1,69027E-05	0,061	0,040904534
<i>Propane</i>	0,0017	156,975	1,56975E-05	0,057	0,037987934
<i>Benzene</i>	0,6659	156,512	1,56512E-05	0,056	0,037875928
<i>Toluene</i>	0,0007	144,974	1,44974E-05	0,052	0,035083675
Cumene	0,0003	130,480	1,3048E-05	0,047	0,031576203
DIPB	0,0000	109,572	1,09572E-05	0,039	0,026516451
Total	1,0000	867,540	0,0000868	0,312	0,2099447

Tabel 5 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor (lanjutan)

Komponen	$\mu_{\text{gas}} \cdot y_i$ (kg/ s.m)	$\mu_{\text{gas}} \cdot y_i$ (kg/jam.m)	$\mu_{\text{gas}} \cdot y_i$ (lb/ jam.ft)	$\mu_{\text{gas}} \cdot y_i$ (micropoise)
<i>Propylene</i>	5,60258E-06	0,0202	0,013558242	56,0258
<i>Propane</i>	2,61709E-08	0,0000942	0,000063334	0,2617
<i>Benzene</i>	1,04218E-05	0,0375	0,025220705	104,2178
<i>Toluene</i>	9,66803E-09	0,0000348	0,000023397	0,0967
<i>Cumene</i>	4,28526E-09	1,54269E-05	0,000010370	0,042852594
DIPB	0	0	0	0
Total	1,60645E-05	0,0578321	0,0388760	160,645

$$\mu_{\text{gas}} = 0,000016 \text{ kg/s.m}$$

$$= 0,00016 \text{ g/s.cm}$$

e. Menentukan Konduktivitas Gas Umpam

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

Tabel 6 Data Konduktivitas Umpam Masuk Reaktor

Komponen	A (W/m.K)	B (W/m.K)	C (W/m.K)
<i>Propylene</i>	-0,01116	7,5155E-05	6,5558E-08
<i>Propane</i>	-0,00869	6,6409E-05	7,8760E-08
<i>Benzene</i>	-0,00565	3,4493E-05	6,9298E-08
<i>Toluene</i>	-0,00776	4,4905E-05	6,4514E-08
<i>Cumene</i>	-0,00803	4,2071E-05	1,1791E-07
DIPB	-0,02095	8,8293E-05	6,1091E-09

Tabel 7 Perhitungan Konduktivitas Umpam Masuk Reaktor

Komponen	Yi	k _{gas} (W/m.K)	Yi. k _{gas} (/m.K)
<i>Propylene</i>	0,3315	0,0611065	0,0202544
<i>Propane</i>	0,0017	0,0632518	0,0001055
<i>Benzene</i>	0,6659	0,0427357	0,0284567
<i>Toluene</i>	0,0007	0,0452556	0,0000302
Cumene	0,0003	0,0639445	0,0000210
DIPB	0,0000	0,0364277	0,0000000
Total	1,0000	0,313	0,0489

$$k \text{ campuran} = 0,0489 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,1759 \text{ kJ/jam.m.K}$$

$$= 0,0420 \text{ kkal/jam.m.K}$$

$$= 0,000117 \text{ kal/dtk.cm.K}$$

f. Menentukan Kapasitas Umpan Panas Campuran Gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Tabel 8 Data Kapasitas Panas Umpan Reaktor

Komponen	A	B	C	D	E
	(J/mol.K)	(J/mol.K)	(J/mol.K)	(J/mol.K)	(J/mol.K)
<i>Propylene</i>	31,2980	0,0724	1,9481E-04	-2,1582E-07	6,2974E-11
<i>Propane</i>	28,2770	0,1160	1,9597E-04	-2,3271E-07	6,8669E-11
<i>Benzene</i>	-31,3680	0,4746	-3,1137E-04	8,5237E-08	-5,0524E-12

<i>Toluene</i>	-24,0970	0,5219	-2,9827E-04	6,1220E-08	1,2576E-12
Cumene	10,1490	0,5114	-1,7703E-05	-2,2612E-07	8,8002E-11
DIPB	-70,177	1,2283	-9,85E-04	4,22E-07	-7,60E-11

Tabel 9 Perhitungan Kapasitas Panas Umpan Reaktor

Komponen	yi	BM	Cp (J/mol.K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kJ/kg.K)	Cpi=Cp.yi (kJ/kg.K)
<i>Propylene</i>	0,3315	42,1	109,3456	109,3456	2,5973	0,8609
<i>Propane</i>	0,0017	44,1	130,6809	130,6809	2,9633	0,0049
<i>Benzene</i>	0,6659	78,1	163,3056	163,3056	2,0910	1,3923
<i>Toluene</i>	0,0007	92,1	200,2535	200,2535	2,1743	0,0015
Cumene	0,0003	120,2	280,4479	280,4479	2,3332	0,0008
DIPB	0,0000	162,3	403,3773	403,3773	2,4854	0,0000
Total	1,0000		1287,4108	1287,4108	14,6444	2,2604

Tabel 10 Perhitungan Kapasitas Panas Umpan Reaktor (lanjutan)

Komponen	Fi (kg/jam)	Fi.Cpi (kJ/jam.K)	Cp.yi (kJ/kmol.K)
<i>Propylene</i>	1339,6463	1153,2971	36,2438
<i>Propane</i>	7,0583	0,0349	0,2179
<i>Benzene</i>	4992,5349	6951,2866	108,7414
<i>Toluene</i>	5,8964	0,0085	0,1335

Cumene	3,7898	0,0029	0,0921
DIPB	0,0000	0,0000	0,0000
Total	6348,9257	8104,6300	145,4287

g. Menentukan Panas Reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p \cdot dT$$

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

Tabel 11 Data Panas Reaksi Reaktor

Komponen	A	B	C	D	E
<i>Propylene</i>	31,2980	0,0724	1,9481E-04	-2,1582E-07	6,2974E-11
<i>Propane</i>	28,2770	0,1160	1,9597E-04	-2,3271E-07	6,8669E-11
<i>Benzene</i>	-31,3680	0,4746	-3,1137E-04	8,5237E-08	-5,0524E-12
<i>Toluene</i>	-24,0970	0,5219	-2,9827E-04	6,1220E-08	1,2576E-12
Cumene	10,1490	0,5114	-1,7703E-05	-2,2612E-07	8,8002E-11
DIPB	-70,1770	1,2283	-9,8495E-04	4,2208E-07	-7,6005E-11

Tabel 12 Perhitungan Panas Reaksi Reaktor

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kJ/kmol)
<i>Propylene</i>	20,4200	20420,0000	28448,1938	28448,1938
<i>Propane</i>	-103,8500	-103850,0000	33569,0098	33569,0098

<i>Benzene</i>	82,9300	82930,0000	41434,6086	41434,6086
<i>Toluene</i>	50,0000	50000,0000	51070,8713	51070,8713
Cumene	3,9300	3930,0000	72102,4583	72102,4583
DIPB	-77,6000	-77600,0000	103995,8694	103995,8694

Dari data didapat:

$$\Delta H_{R298} = -99420,0000 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{\text{total}} = -195705,1268 \text{ kJ/kmol}$$

h. Data Sifat Katalis (QZ-2000)

Jenis : QZ-2000 (*zeolite*)

Diameter : 2,2 mm

Density : 645 kg/m³

Porositas : 0,5

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 hal 571) yaitu :

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
------	------	------	------	------	------	------

... (Smith, Chem Kinetik Eng, P.571)

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 :

$D_p/D_t = 0,15$

$D_p = 0,22 \text{ cm}$

$D_t = 1,4667 \text{ cm} = 0,5774 \text{ in}$

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

Dari Table 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

Nominal pipe size = 0,75 in = 1,9050 cm

Outside diameter = 1,05 in = 2,6670 cm

Schedule number = 40

Inside diameter = 0,824 in = 2,0930 cm

$$\text{Flow area per pipe} = 0,534 \text{ in}^2 = 3,4452 \text{ cm}^2$$

$$\text{Surface per in ft} = 0,275 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Aliran dalam pipa turbulen dipilih $N_{Re} = 3100$

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

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

Dalam hubungan ini:

$$\mu = \text{viskositas umpan} = 0,00016 \text{ g/cm.dtk}$$

$$Dt = \text{Diameter tube} = 2,0930 \text{ cm}$$

$$Gt = 0,2379 \text{ g/cm}^2 \cdot \text{dtk} = 8565,8408 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

$$\text{Luas Penampang Total} : At = \frac{G}{Gt} = 7441,9118 \text{ cm}^2$$

$$\text{Luas Penampang Pipa} : Ao = \frac{\pi}{4} ID^2 = 3,4387 \text{ cm}^2$$

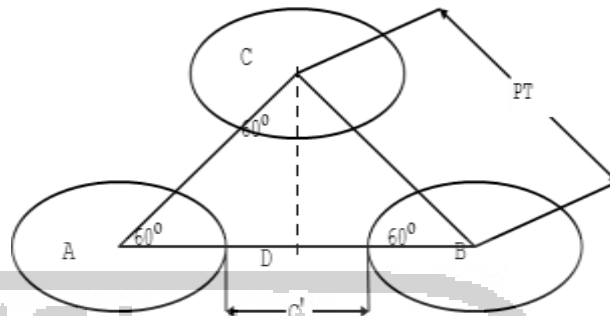
Jumlah Pipa Maksimum Dalam Reaktor :

$$Nt \text{ max} = \frac{At}{Ao} = 2155,4539$$

Nt diambil 2100 buah.

b. Menghitung Diameter dalam Reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch.



$$Pt = 1,25 \times ODt$$

$$= 1,25 \times 1,05$$

$$= 1,2915 \text{ in}$$

$$C' = Pt - OD$$

$$= 1,2915 - 1,05$$

$$= 0,2415 \text{ in}$$

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

$$ID_s = 157,8926 \text{ cm}$$

$$= 62,1625 \text{ in}$$

Jadi diameter dalam reaktor adalah $157,8926 \text{ cm} = 62,1625 \text{ in} = 1,5789$

m

c. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

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

(Brownell, pers. 13-1, p.254)

Dimana :

t_s = tebal shell

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*

$E = 0,85$ (*double welded butt joint, tabel 13.2, P.254*)

$f = 12650$ psi

$C = 0,125$

$P = 441$ psi

$$t_s = \frac{(441) \left(\frac{62,1625}{2} \right)}{(12650 \times 0,85) - (0,65 \times 441)} = 1,4319 \text{ in}$$

Dipilih tebal dinding reaktor standar $1 \frac{1}{2}$ in.

Diameter luar reaktor = $ID + 2t_s$

$$= 62,1625 \text{ in} + (2 \times 1,4319 \text{ in})$$

$$= 65,1625 \text{ in}$$

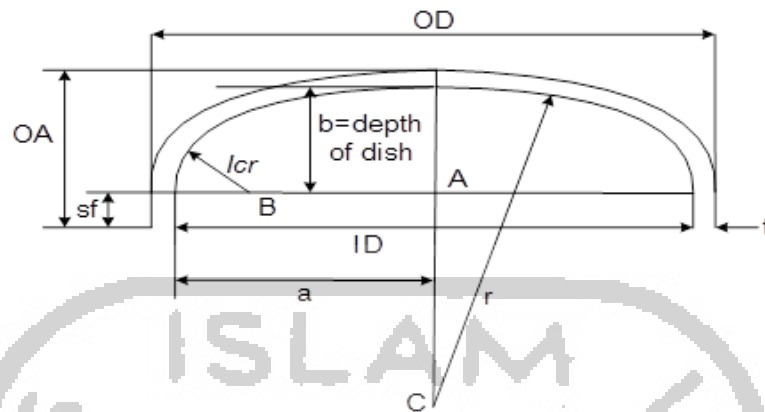
Sehingga dipilih diameter luar reaktor $66 \text{ in} = 1,6740 \text{ m}$

5. Menghitung Head Reaktor

a. Menghitung Tebal Head Reaktor

Bentuk head : *Elipstical Dished Head*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*



Keterangan :

ID	= diameter dalam <i>head</i>
OD	= diameter luar <i>head</i>
a	= jari-jari dalam <i>head</i>
t	= tebal <i>head</i>
r	= jari-jari luar <i>dish</i>
icr	= jari-jari dalam sudut <i>icr</i>
b	= tinggi <i>head</i>
sf	= <i>straight flange</i>
OA	= tinggi total <i>head</i>

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

$$th = \frac{P \cdot ID_s}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

(Brownell, 1979)

P	= tekanan design, psi
ID _s	= diameter dalam reactor, in
F	= maksimum allowable stress
E	= efisiensi pengelasan

C = faktor korosi, in

$$th = \frac{(441)(62,1625)}{(2 \times 12650 \times 0,85) - (0,2 \times 441)} + 0,125 = 1,4050 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standar = 1 ½ in

b. Menghitung Tinggi Head Reaktor

$$ODs = 66 \text{ in}$$

$$ts = 1,5 \text{ in}$$

didapat :

$$irc = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$r = 40 \text{ in}$$

$$a = ID_s/2 = 30,0812 \text{ in}$$

$$AB = a - irc = 28,5812 \text{ in}$$

$$BC = r - irc = 37,5000 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 24,2768 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 15,7232 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan th 1 ½ in didapat sf = 1,5 – 4,5 in
perancangan digunakan sf = 4,5 in

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$hH = th + b + sf$$

$$= (1,5 + 15,7232 + 4,5) \text{ in}$$

$$= 21,7232 \text{ in}$$

$$= 0,5518 \text{ m}$$

c. Menghitung Tinggi Reaktor

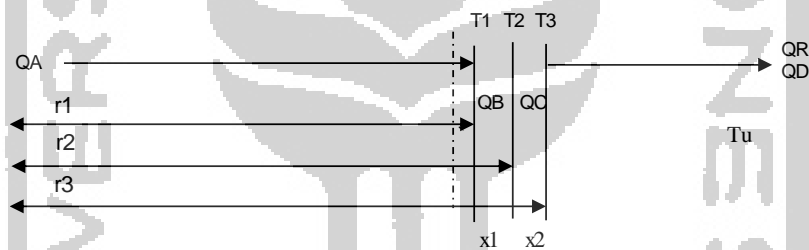
Tinggi reaktor total = panjang tube + tinggi head top

$$\begin{aligned}
 HR &= 181,1025 \text{ in} + (2 \times 21,7232 \text{ in}) \\
 &= 224,5488 \text{ in} \\
 &= 5,7035 \text{ m}
 \end{aligned}$$

6. Tebal Isolasi Reaktor

Asumsi :

- Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam shell = suhu pendingin rata-rata
- Keadaan steady state $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$
- Suhu dinding luar isolasi isothermal



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam reaktor

r_2 = jari-jari luar reaktor

r_3 = jari-jari isolator luar

Q_A = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

Q_B = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

Q_C = Perp. Konduksi melalui isolator

Q_D = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

Q_R = Perp. Panas radiasi

T_1 = Suhu dinding dalam reaktor

T_2 = Suhu dinding luar reaktor

T_3 = Suhu isolator luar

T_u = Suhu udara luar

– Sifat-sifat Fisis Bahan

- Bahan isolasi : asbestos, dengan sifat-sifat fisis (Kern):

$$k_{is} = 0,1713 \text{ W/m.C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

- *Carbon steel* : $k_s = 40,6714 \text{ W/m.C}$

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

$$T_f = 313 \text{ K}$$

$$\nu = 1,70082E-05 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k = 0,0272 \text{ W/m.C}$$

$$Pr = 0,7049$$

$$\beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 0,0000191 \text{ kg/m.s}$$

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

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,7895 \text{ m}$$

$$r_2 = 0,8382 \text{ m}$$

$$L = 4,6000 \text{ m}$$

a. Perpindahan Panas Konduksi :

$$Q_B = \frac{2\pi.k_{is}.(T_1-T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \quad \dots (a)$$

$$Q_c = \frac{2\pi k_{is} L (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} \quad \dots (b)$$

b. Perpindahan Panas Konveksi

$$Q_D = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_4)$$

$$Q_D = hc \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_4) \quad \dots (c)$$

Karena $Gr_L \cdot Pr > 10^9$, sehingga :

$$hc = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3}$$

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

c. Panas Radiasi

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

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_4^4) \quad \dots (d)$$

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

Kemudian persamaan a, b, c dan d ditrial menggunakan excel dan didapat :

$$T_2 = 459,2283 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 7,5500 \text{ cm}$$

7. Menghitung Tinggi Reaktor

Untuk menghitung tinggi reaktor digunakan metode Rungu Kutta.

Metode Runge-Kutta merupakan metode yang paling banyak diterapkan untuk integrasi numerik persamaan diferensial biasa dengan initial value problem, karena menghasilkan pendekatan yang cukup baik. Metode ini menggunakan pendekatan deret Taylor yang cukup akurat, tanpa membutuhkan perhitungan turunan yang lebih tinggi.

Metode Runge-Kutta ini untuk menghitung tinggi reaktor (z) dan Konversi reaksi (x). Penyelesaian Persamaan Diferensial untuk menghitung tinggi reaktor (z) dan konversi reaksi (x) di tube setiap inkremen i (Δz) dengan Metode Numeris Runge Kutta dihitung dengan menggunakan *Microsoft Excel*.

Tabel 13 Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode Range Kutta Reaktor

z (m)	x	T (K)	Ts (K)	$ \Delta CP \cdot dT$ (j/mol)	$(-\Delta HR)$	P (atm)
0	0	623	373	45325,02836	246695,0284	25,0
0,10	0,0971	622,9712	428,3437	45319,94298	246689,943	25,0
0,20	0,1847	622,9814	468,3202	45321,7475	246691,7475	25,0
0,30	0,2638	622,9882	498,5139	45322,93733	246692,9373	25,0
0,40	0,3353	622,9928	521,9379	45323,7522	246693,7522	25,0
0,50	0,3998	622,9960	540,4372	45324,32233	246694,3223	25,0
0,60	0,4581	622,9983	555,2324	45324,72516	246694,7252	25,0
0,70	0,5107	622,9999	567,1757	45325,01008	246695,0101	25,0
0,80	0,5583	623,0010	576,8845	45325,21018	246695,2102	25,0
0,90	0,6012	623,0018	584,8200	45325,3484	246695,3484	25,0

1,00	0,6399	623,0023	591,3336	45325,44109	246695,4411	25,0
1,10	0,6749	623,0027	596,6983	45325,50009	246695,5001	25,0
1,20	0,7064	623,0029	601,1288	45325,53414	246695,5341	25,0
1,30	0,7350	623,0029	604,7956	45325,54976	246695,5498	25,0
1,40	0,7607	623,0030	607,8359	45325,55186	246695,5519	25,0
1,50	0,7839	623,0029	610,3605	45325,54416	246695,5442	25,0
1,60	0,8049	623,0028	612,4592	45325,52946	246695,5295	25,0
1,70	0,8239	623,0027	614,2056	45325,50993	246695,5099	25,0
1,80	0,8410	623,0026	615,6601	45325,4872	246695,4872	25,0
1,90	0,8564	623,0025	616,8722	45325,46252	246695,4625	25,0
2,00	0,8704	623,0023	617,8829	45325,43682	246695,4368	25,0
2,10	0,8830	623,0022	618,7261	45325,4108	246695,4108	25,0
2,20	0,8943	623,0020	619,4297	45325,385	246695,385	25,0
2,30	0,9046	623,0019	620,0171	45325,3598	246695,3598	25,0
2,40	0,9139	623,0017	620,5076	45325,33546	246695,3355	25,0
2,50	0,9222	623,0016	620,9173	45325,31218	246695,3122	25,0
2,60	0,9298	623,0015	621,2595	45325,29006	246695,2901	25,0
2,70	0,9366	623,0014	621,5454	45325,2692	246695,2692	25,0
2,80	0,9427	623,0013	621,7843	45325,2496	246695,2496	25,0
2,90	0,9483	623,0011	621,9839	45325,23128	246695,2313	25,0
3,00	0,9533	623,0011	622,1507	45325,21422	246695,2142	25,0
3,10	0,9579	623,0010	622,2901	45325,19838	246695,1984	25,0

3,20	0,9620	623,0009	622,4067	45325,18372	246695,1837	25,0
3,30	0,9656	623,0008	622,5041	45325,17017	246695,1702	25,0
3,40	0,9690	623,0007	622,5855	45325,15769	246695,1577	25,0
3,50	0,9720	623,0007	622,6535	45325,14621	246695,1462	25,0
3,60	0,9747	623,0006	622,7104	45325,13567	246695,1357	25,0
3,70	0,9772	623,0006	622,7580	45325,126	246695,126	25,0
3,80	0,9794	623,0005	622,7977	45325,11715	246695,1171	25,0
3,90	0,9814	623,0005	622,8310	45325,10905	246695,1091	25,0
4,00	0,9832	623,0004	622,8587	45325,10166	246695,1017	25,0
4,10	0,9848	623,0004	622,8819	45325,09491	246695,0949	25,0
4,20	0,9863	623,0003	622,9013	45325,08876	246695,0888	25,0
4,30	0,9876	623,0003	622,9176	45325,08315	246695,0831	25,0
4,40	0,9888	623,0003	622,9311	45325,07804	246695,078	25,0
4,50	0,9899	623,0003	622,9425	45325,0734	246695,0734	25,0
4,60	0,9909	623,0002	622,9519	45325,06918	246695,0692	25,0

Resume :

Konversi (x) : 0,9909

Suhu gas masuk (T_{in}) : 623,0000 K

Suhu gas keluar (T_{out}) : 623,0002 K

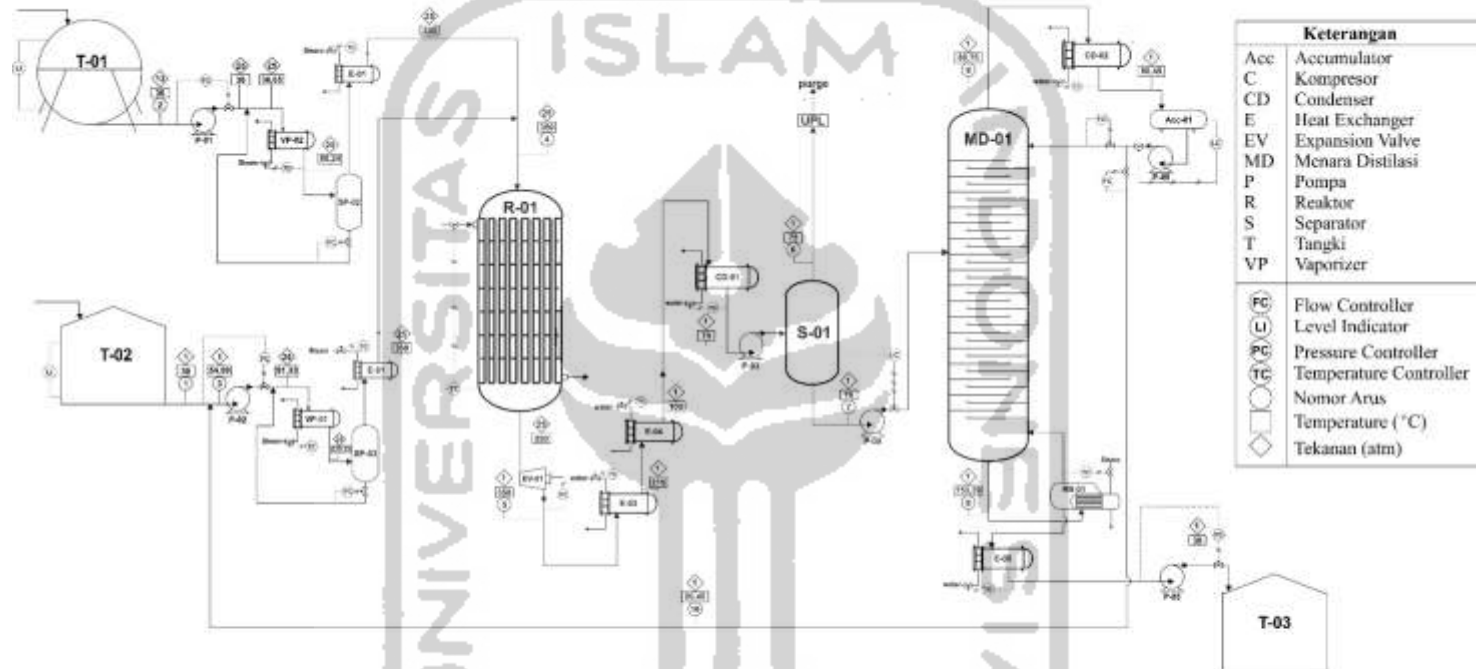
Panjang (z) : 4,6000 m

Tekanan masuk (P_{in}) : 25,0000 atm

Tekanan keluar (P_{out}) : 25,0000 atm



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK CUMENE DARI PROPYLENE DAN BENZENE
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN



Keterangan	
Acc	Accumulator
C	Kompresor
CD	Condenser
E	Heat Exchanger
EV	Expansion Vulve
MD	Menara Distilasi
P	Pompa
R	Reaktor
S	Separator
T	Tangki
VP	Vaporizer
FC	Flow Controller
LI	Level Indicator
PC	Pressure Controller
TC	Temperature Controller
○	Nomor Arus
◊	Temperature (°C)
◇	Tekanan (atm)

Komponen	Neraca Massa (kg/jam)									
	Nomor Arus									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Propylene		1339,6463		1339,6463	13,2750	13,2750				
Propane		7,0583		7,0583	7,0583	7,0583				
Benzene	2562,2377		4992,5349	4992,5349	2532,4061	101,2962	2431,1099	2430,2972	0,8127	2430,2972
Toluene	0,8019		5,8964	5,8964	5,8964	0,2359	5,6605	5,0945	0,5661	5,0945
Cumene			3,7898	3,7898	3789,7729		3789,7729	3,7898	3785,9831	3,7898
DPiB					0,5169		0,5169		0,5169	
Jumlah	2563,0396	1346,7047	5002,2210	6348,9257	6348,9257	121,8654	6227,0602	2439,1814	3787,8788	2439,1814

 JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA	
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK CUMENE DARI PROPYLENE DAN BENZENE KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN	
Disajikan oleh: 1. Muhammad Zaimul Asif 2. Wismo Tri Prabowo	Nomor Mahasiswa: 14521259 14521344
Dosen Pembimbing: 1. Ir. Aris Sugih Arto Kholil, M.M. 2. Titus Mutiara, S.T., M.Eng.	

