


**LAMPIRAN A**

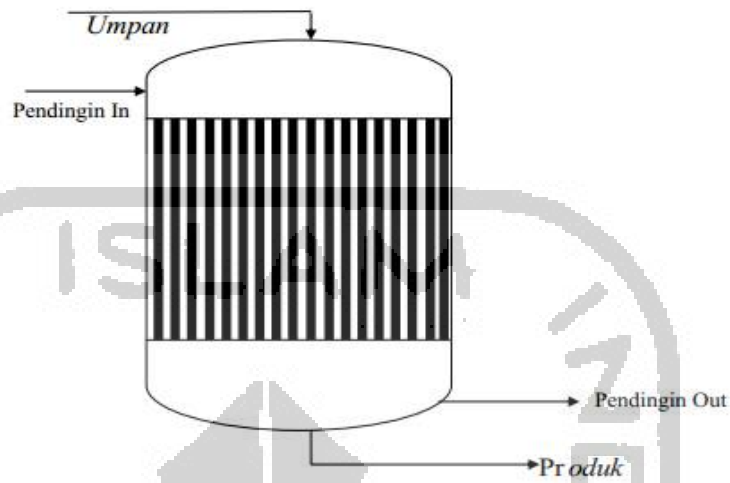
الجامعة الإسلامية في إندونيسيا

## LAMPIRAN A

### REAKTOR 1



Jenis	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi antara benzene dan propilen menjadi isopropyl benzene (cumene)
Kondisi Operasi	: Suhu = 275 °C Tekanan = 18 atm Reaksi = Eksotermis
Tujuan	: <ol style="list-style-type: none"><li>1. Menentukan jenis reaktor</li><li>2. Menghitung pressure drop</li><li>3. Menghitung berat katalis</li><li>4. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor</li><li>5. Menentukan dimensi reaktor</li></ol>



Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



1. Menentukan jenis reaktor

Dipilih 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 1983, hal 425-431 )

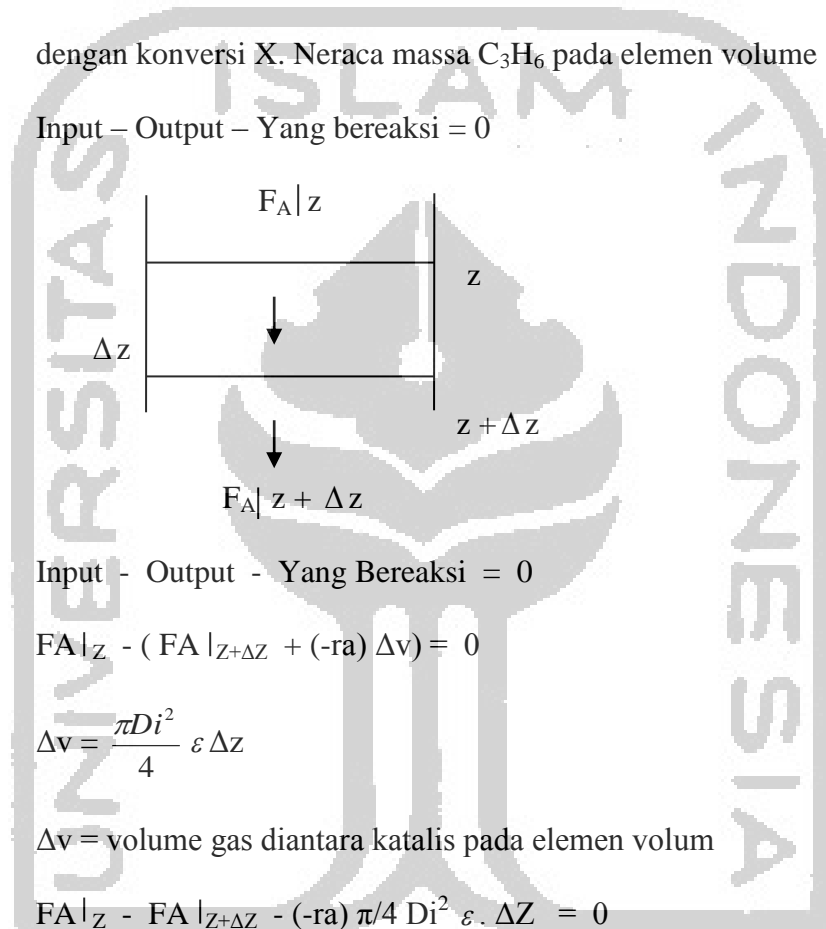
## 2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

### a. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal  $\Delta Z$

dengan konversi  $X$ . Neraca massa  $C_3H_6$  pada elemen volume :

Input – Output – Yang bereaksi = 0



Input - Output - Yang Bereaksi = 0

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

$$\Delta v = \frac{\pi D_i^2}{4} \varepsilon \Delta Z$$

$\Delta v$  = volume gas diantara katalis pada elemen volum

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

$\varepsilon$  = porositas

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

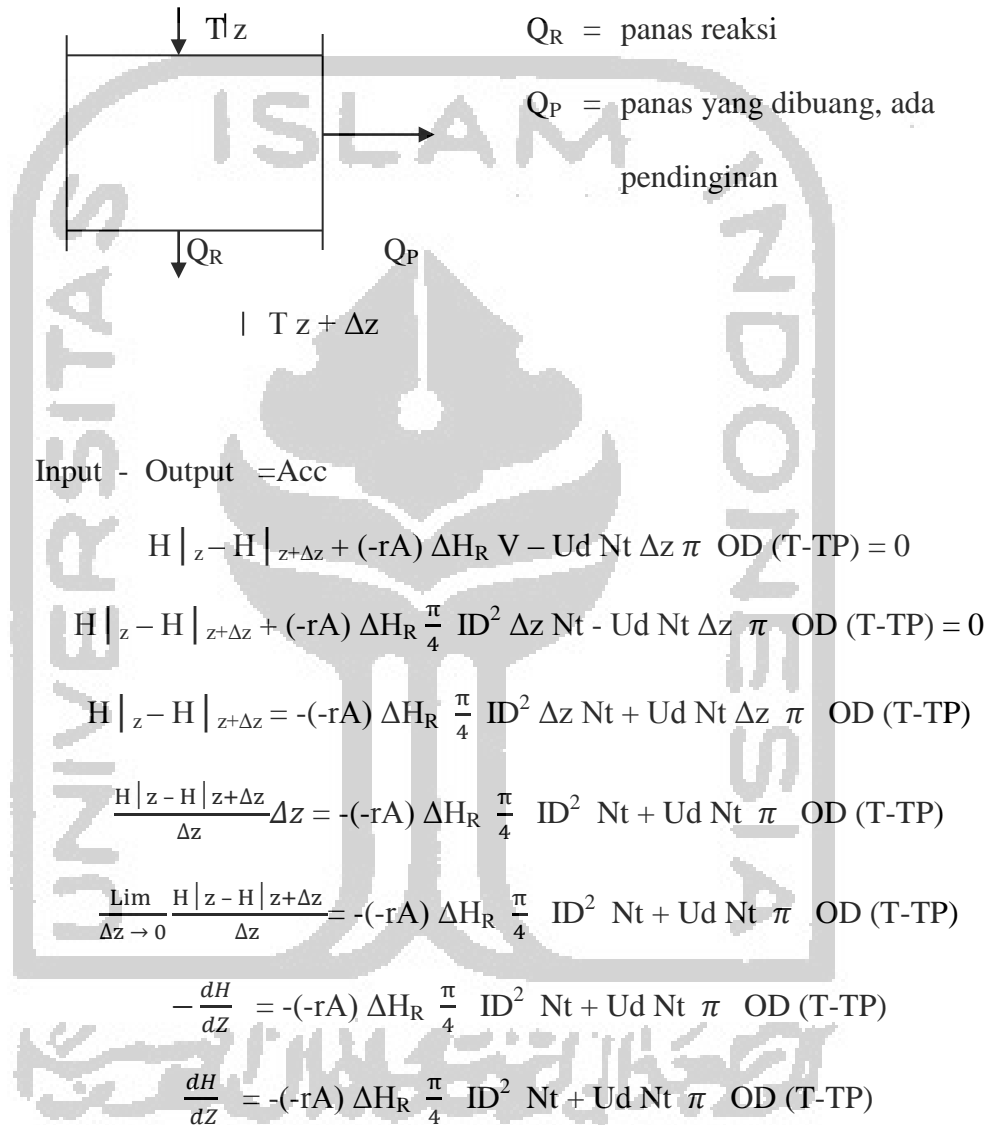
$Z$  = tebal tumpukan katalisator

$D_i$  = diameter dalam pipa

**Tabel 1 Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas Reaktor 1**

Input	Massa, Kg/Jam	Output	Massa, Kg/Jam
Propilene	1565,2608	Propilene	15,6526
Propane	7,8263	Propane	7,8263
Benzene	5813,8260	Benzene	3023,1895
Toluene	5,8138	Toluene	5,8138
Cumene	0	Cumene	4159,1217
Dipb	-0	Dipb	181,1230

b. Neraca panas elemen volume



Dimana:

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

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

$$\sum F_i \cdot C_{p,i} \cdot \frac{dT}{dZ} = -(-rA) \Delta H_R \frac{\pi}{4} ID^2 N_t - U_d N_t \pi OD (T-TP)$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{FA_0(\Delta H_R) \frac{dx}{dz} - U_d N_t \pi OD (T - T_P)}{\sum F_i \cdot C_p}$$

Kondisi Batas :

Pada saat,  $Z = 0$   $T = T_{in} = 275^\circ\text{C}$   
 $Z = H$   $T = T_{out}$

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

$\Delta H_R$  = Panas Reaksi

$F_i$  = Mol masing-masing komponen

$C_{pi}$  = Kapasitas panas tiap komponen

$T$  = Suhu gas

$T_p$  = Suhu pendingin

c. Neraca panas untuk pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A yang stabil pada suhu 93,3 – 540 °C

Komposisi Dowtherm A : - 73,5 % Diphenyl Oxyde

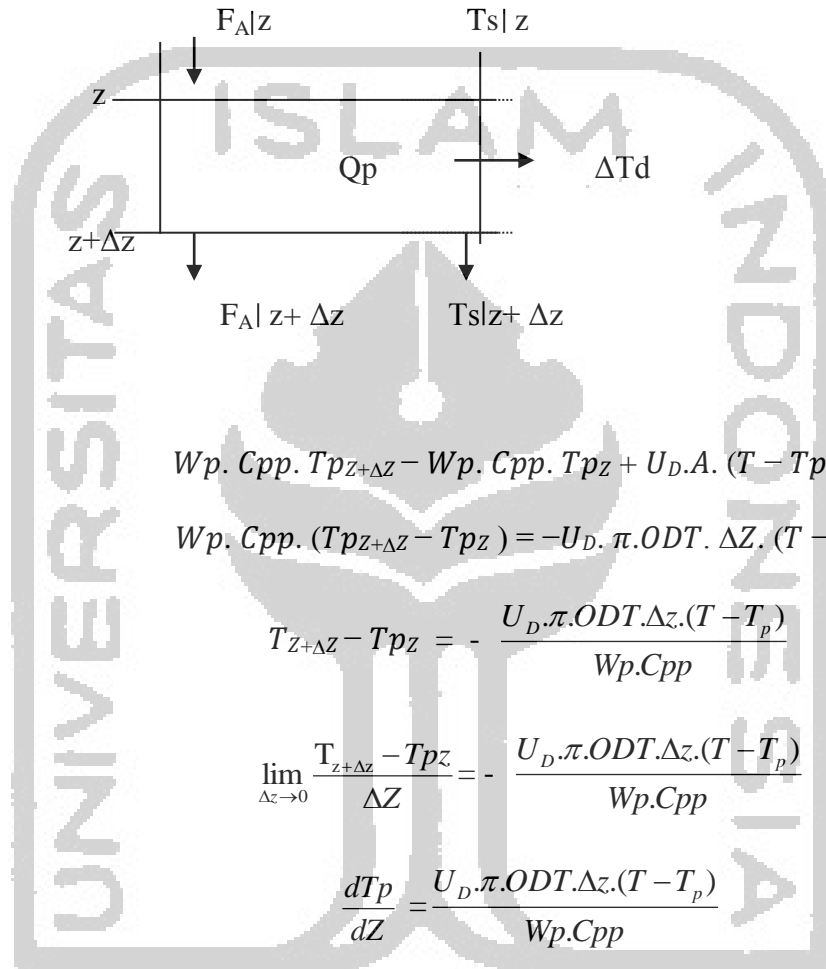
- 26,5 % Diphenyl

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

$$\begin{aligned} C_p &= 0.1152 + 0.0003402 T \text{ cal/gr.K} \\ \rho &= 1.3644 - 9.7073 \cdot 10^{-4} T \text{ g/cm}^3 \\ \mu &= 35.5898 - 6.04212 T \text{ (g/cm.J)} \\ k &= 1.512 - 0.0010387 T \text{ cal/g.cm.K} \end{aligned}$$

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volum



$$W_p \cdot C_{pp} \cdot T_{pz+\Delta z} - W_p \cdot C_{pp} \cdot T_{pz} + U_D \cdot A \cdot (T - T_p) = 0$$

$$W_p \cdot C_{pp} \cdot (T_{pz+\Delta z} - T_{pz}) = -U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot \Delta z \cdot (T - T_p)$$

$$T_{z+\Delta z} - T_{pz} = - \frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot \Delta z \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{T_{z+\Delta z} - T_{pz}}{\Delta z} = - \frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot \Delta z \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot \Delta z \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

Untuk  $N_T$  buah tube :

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot \Delta z \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}}$$



Kondisi batas:

Pada saat,  $Z = 0$   $T_p = T_{pout}$

$Z = H$   $T_p = T_{pin}$

$\frac{dT_p}{dZ}$  = Perubahan suhu pendingin tiap increment panjang reaktor

$W_p$  = Laju alir massa pendingin, kg/jam

$C_{pp}$  = Kapasitas panas pendingin, kJ/kmol.K

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<sup>3</sup>

$\rho$  = Densitas gas, gr/cm<sup>3</sup>

$D_p$  = Densitas partikel katalisator, cm

$G$  = Gaya Gravitasi, cm/det<sup>2</sup>

$\varepsilon$  = Porosity tumpukan katalisator

$\mu$  = Viskositas gas, gr/cm jam

Data – data sifat fisis bahan

- a. Menentukan umpan  $Y_i$  masuk

**Tabel 2 Umpan  $Y_i$  Masuk Reaktor 1**

Komponen	Bmi	Massa	Mol	$y_i$
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	
Propilene	42,08	1565,2608	37,1973	0,3325
Propane	44,1	7,8263	0,1775	0,0016
Benzene	78,11	5813,8260	74,4313	0,6653
Toluene	92,14	5,8138	0,0631	0,0006
Cumene	120,19	0,0000	0,0000	0,0000
Dipb	162,28	0,0000	0,0000	0,0000
Total		7392,7269	111,8691	1,0000

- b. Menentukan volume gas reaktor

$$PV = nRT$$

$$n = 31,0747 \text{ mol/dtk}$$

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

$$P = 18 \text{ atm}$$

$$V = \frac{nRT}{P} = 69530,59302 \text{ cm}^3/\text{dtk}$$

- c. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{RTZ} = \frac{(18 \text{ atm}) \left( 66,0837 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} \right)}{\left( 82,05 \text{ atm.} \frac{\text{cm}^3}{\text{mol.}^\circ\text{K}} \right) (548\text{K})(0,8957)} = 0,0295343 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

d. Menentukan viskositas umpan

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

**Tabel 3 Data Viskositas Umpan Masuk Reaktor 1**

Formula	A (mikropoise)	B (mikropoise)	C (mikropoise)
Propilene	-7,23	3,4180E-01	-9,4516E-05
Propane	-5,462	3,2722E-01	-1,0672E-04
Benzene	-0,151	2,5706E-01	-8,9797E-06
Toluene	1,787	2,3566E-01	-9,3508E-06
Cumene	-12,027	2,5591E-01	-4,3606E-05

(Mc Graw-hill Carl L.yaws,1999)

**Tabel 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor 1**

Komponen	Yi	$\mu_{gas}$ (mikropoise)	$\mu_{gas}$ (kg/s.m)	$\mu_{gas}$ (kg/jam.m)	$\mu_{gas}$ (lb/ft.jam)
Propilene	0,3325	151,6929	0,000015	0,054609	0,000013
Propane	0,0016	141,8061	0,000014	0,051050	0,000012
Benzene	0,6653	138,0212	0,000014	0,049688	0,000012
Toluene	0,0006	128,1206	0,000013	0,046123	0,000011
Cumene	0,0000	115,1166	0,000012	0,041442	0,000010

**Tabel 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor 1 (lanjutan)**

Komponen	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$ (kg/s.m)	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$ (kg/jam.m)	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$ lb/ft.jam	$\eta$ gas mikropoise
Propilene	0,0000050	0,018158	0,000004	50,4390
Propane	0,0000000	0,000081	0,000000	0,2250
Benzene	0,0000092	0,033059	0,000008	91,8314
Toluene	0,0000000	0,000026	0,000000	0,0723
Cumene	0,0000000	0,000000	0,000000	0,0000
Total	0,000014	0,051324	0,000012	142,5676

$$\begin{aligned} \mu_{\text{gas}} &= 0,000014 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,00014 \text{ g/cm.s} \end{aligned}$$

e. Menentukan konduktivitas gas umpan

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

**Tabel 5 Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor 1**

Komponen	A (W/m.K)	B (W/m.K)	C (W/m.K)
Propilene	-0,01116	7,5155E-05	6,5558E-08
Propane	-0,00869	6,6409E-05	7,8760E-08
Benzene	-0,00565	3,4493E-05	6,9298E-08
Toluene	-0,00776	4,4905E-05	6,4514E-08
Cumene	-0,00803	4,2071E-05	1,1791E-07

(Mc Graw-hill Carl L.yaws, 1999)

**Tabel 6 Perhitungan Konduktivitas Umpan Reaktor 1**

Komponen	Yi	k <sub>gas</sub> (W/m.K)	yi.k <sub>gas</sub> (W/m.K)
Propilene	0,3325	4,9712E-02	1,6530E-02
Propane	0,0016	5,1354E-02	8,1467E-05
Benzene	0,6653	3,4063E-02	2,2663E-02
Toluene	0,0006	3,6222E-02	2,0430E-05
Cumene	0,0000	5,0434E-02	0,0000E+00
Total		2,2178E-01	3,9295E-02

$$\begin{aligned}
 k \text{ campuran} &= 3,929E-02 \text{ W/m.K} \\
 &= 0,1415 \text{ kJ/jam.m.K} \\
 &= 0,0338 \text{ kkal/jam.m.K} \\
 &= 0,0001 \text{ kal/dtk.cm.K}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

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

**Tabel 7 Data Kapasitas Panas Umpan Reaktor 1**

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

(Mc Graw-hill Carl L.yaws,1999)

**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	Cpi = yi.Cp kjoule/kg.K
Propilene	0,3325	42,08	99,6647	99,6647	2,3685	0,7875
Propane	0,0016	44,1	118,5920	118,5920	2,6892	0,0043
Benzene	0,6653	78,11	148,7787	148,7787	1,9047	1,2673
Toluene	0,0006	92,14	182,5043	182,5043	1,9807	0,0011
Cumene	0,0000	120,19	255,7934	255,7934	2,1282	0,0000
TOTAL	1,0000	377	805,3330	805,3330	11,0713	2,0602

**Tabel 8 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas 1 (Lanjutan)**

Komponen	Fi (kg/jam)	Fi.Cpi (kj/jam.K)	Cp.yi (kj/kmol.K)
Propilene	1565,2608	1232,6877	33,1392
Propane	7,8263	0,0334	0,1881
Benzene	5813,8260	7367,8595	98,9888
Toluene	5,8138	0,0065	0,1029
Cumene	0,0000	0,0000	0,0000
TOTAL	7392,7269	8600,5871	132,4190

$$Cp \text{ campuran} = 132,4190 \text{ Kjoule/kmol.K}$$

$$= 8600,5871 \text{ Kjoule/jam.K}$$

$$= 2,0602 \text{ kjoule/kg.K}$$

g. Menentukan panas reaksi

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

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

(Mc Graw-hill Carl L.yaws,1999)



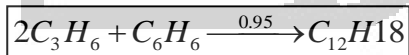
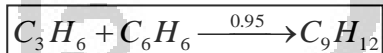
**Tabel 9 Data Panas Reaksi Reaktor 1**

Formula	A (kj/mol )	B (kj/mol )	C (kj/mol )	D (kj/mol )	E (kj/mol )
Propilene	31,2980	0,0724	1,9481E-04	-2,1582E-07	6,2974E-11
Propane	28,2770	0,1160	1,9597E-04	-2,3271E-07	6,8669E-11
Benzene	-31,3680	0,4746	-3,1137E-04	8,5237E-08	-5,0524E-12
Toluene	-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	31,2980	0,0724	1,9481E-04	-2,1582E-07	6,2974E-11

(Mc Graw-hill Carl L.yaws,1999)

**Tabel 10 Perhitungan Panas Reaksi Reaktor 1**

Komponen	$\Delta H_f$ (kj/mol )	$\Delta H_f$ (kJ/kmol )	$\Delta H$ (J/mol )	$\Delta H$ (kJ/kmol )
Propilene	20,42	20420	20606,4675	20606,4675
Propane	-103,85	-103850	24216,2519	24216,2519
Benzene	82,93	82930	29719,3497	29719,3497
Toluene	50	50000	36704,2264	36704,2264
Cumene	3,93	3930	51976,9766	51976,9766
Dipb	-77,6	-77600	74975,3583	74975,3583
total	-24,17	-24170	238198,6305	238198,6305



Dari data didapat:

$$\Delta H_{R_{total}} = -97768,8406 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -23315,6965 \text{ kkal/kmol}$$



h. Data sifat katalis (asam phospat kiséguhr)

Jenis :  $\text{H}_3\text{PO}_4$

Ukuran : D 0,35 cm

Density : 1,6 gr/cm<sup>3</sup>

Porositas : 0,5

3. 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 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

$hw$  = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

$h$  = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

$D_p$  = diameter katalisator

$D_t$  = diameter tube

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,7 \text{ cm}$$

$$D_t = 0,7 / 0,15 = 4,67 \text{ cm} = 1,837 \text{ in}$$

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

Dari table 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{Nominal pipe size} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Outside diameter} = 2,38 \text{ in} = 6,0452 \text{ cm}$$

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

$$\text{Inside diameter} = 2,067 \text{ in} = 5,2502 \text{ cm}$$

$$\text{Flow area per pipe} = 3,350 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface per in ft} = 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

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

$$N_{Re} = \frac{G_t D_t}{\mu_g}$$

$$G_t = \frac{\mu_g N_{Re}}{D_t}$$

Dalam hubungan ini:

$$\mu_g = \text{viskositas umpan} = 0,00014 \text{ g/cm.det}$$

Dt = Diameter tube = 0,700 cm

$$G_t = \frac{Re \cdot \mu}{Dp}$$

$$G_t = \frac{(0,00014)(3100)}{0,7} = 0,6314 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2 \cdot \text{s}} = 22729,3444 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

$$At = \frac{G}{G_t}$$

$$At = \frac{2053,5353}{0,6314} = 3252,5034 \text{ cm}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang pipa (Ao)} &= \left(\frac{\pi}{4}\right) ID^2 = \left(\frac{3,14}{4}\right) 5,2502^2 \\ &= 21,6380 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

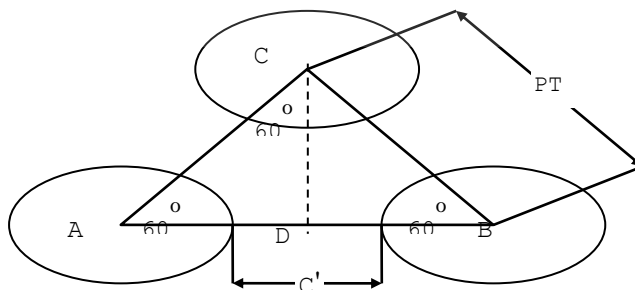
Jumlah pipa dalam reaktor

$$Nt_{max} = \frac{At}{Ao}$$

$$= \frac{3252,5034}{21,6380} = 150,3141 \text{ buah} = 152 \text{ buah}$$

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch.



$$P_t = 1,25 \times OD_t$$

$$= 1,25 \times 2,38 = 2,975 \text{ in}$$

$$C' = P_T - OD$$

$$= 2,975 - 2,38 = 0,5950 \text{ in}$$

untuk menghitung diameter shell, dicari luas penampang shell total (A total)

luas shell = Luas segitiga

$$A_{total} = 2 \cdot N_t \cdot \text{Luas segitiga ABC}$$

$$\frac{\pi}{4} \times ID_s^2 = 2 \cdot N_t \cdot \left( \frac{1}{2} \cdot P_T^2 \cdot \sin 60 \right)$$

$$\frac{\pi}{4} \times ID_s^2 = 2 \cdot N_t \cdot \left( \frac{1}{2} \cdot P_T^2 \cdot 0,866 \right)$$

Jadi :

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

$$ID_s = 97,8513 \text{ cm}$$

Jadi diameter dalam reaktor = 97,8513 cm = 38,5241 in

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13-1, p.254})$$

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

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

f = 12650 psi

C = 0,125

R = ID/2 = (38,5241) in

P = 264,60 psi

Jadi P = (120/100)\*P = 317,5200 psi

$$\text{maka } t_s = \frac{317,5200 \cdot (38,5241)}{12650 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 317,5200} + 0,125$$

$$= 0,7041 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding reaktor standar 3/4 in

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter luar reaktor} &= ID + 2 \cdot ts \\
 &= 38,5241 + (2 \cdot 0,5007) \\
 &= 40,0241 \text{ in}
 \end{aligned}$$

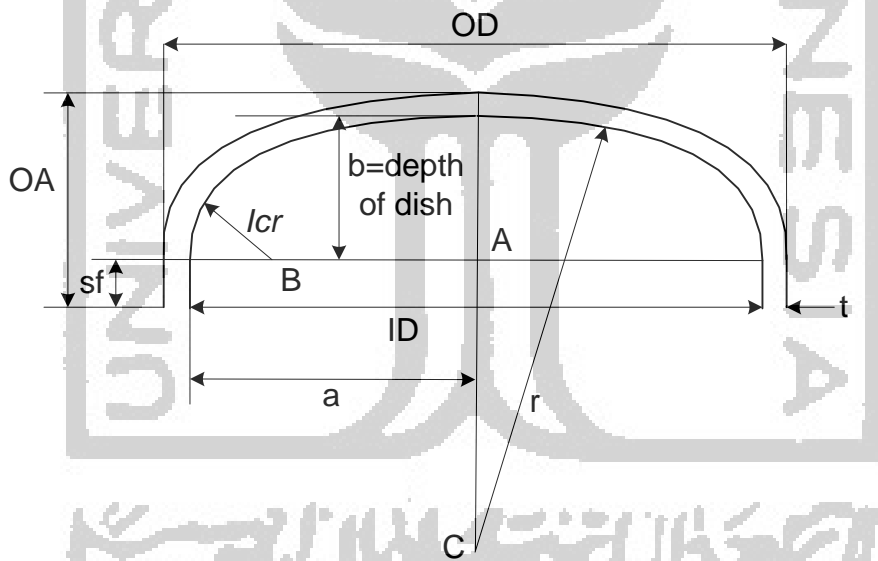
Sehingga dipilih diameter luar reaktor 40 in.

4. 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

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

$$t_h = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2.P} + C \quad (\text{Brownell, 1979})$$

P = tekanan design, psi = 317,5200 psi

IDs = diameter dalam reactor, in = 38,5241 in

F = maksimum allowable stress, psi = 12650 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = faktor korosi, in = 0,125

$$\text{maka } t_h = \frac{317,5200 \cdot 38,5241}{2 \cdot 12650 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 317,5200} + 0,125$$

$$= 0,6955 \text{ in}$$

dipilih tebal head reaktor standar 3/4 in

b. Menghitung tinggi head reaktor

ODs = 40 in

ts = 0,75 in

didapat : icr = 2,5 in

$$r = 36 \text{ in}$$

$$a = ID_s/2 = 19,2500 \text{ in}$$

$$AB = a - irc = 16,7500 \text{ in}$$

$$BC = r - irc = 33,500 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 29,0229 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 6,9981 \text{ in}$$

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

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} hH &= t_h + b + sf \\ &= (0,75 + 6,9981 + 3,5) \text{ in} \\ &= 11,2381 \text{ in} \\ &= 0,2854 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi reaktor

Tinggi reaktor total = panjang tube + tinggi head top

$$\begin{aligned} HR &= 307,0868 \text{ in} + (2 * 11,2381) \text{ in} \\ &= 329,5631 \text{ in} \\ &= 8,3709 \text{ m} \end{aligned}$$

5. Tebal isolasi reaktor

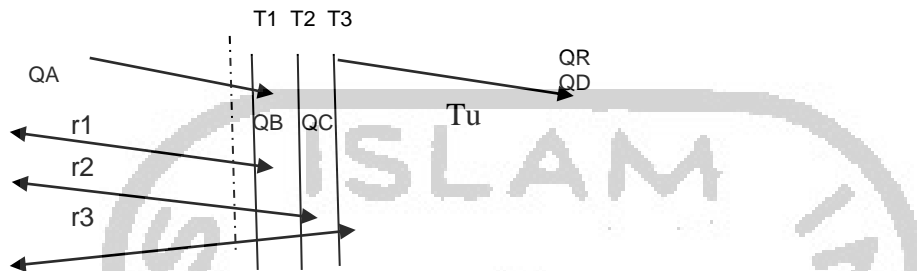
Asumsi :

a. Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam shell = suhu pendingin rata-rata

b. Keadaan steady state  $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$



c. Suhu dinding luar isolasi isothermal



Keterangan :

$r_1$  = jari-jari dalam reaktor

$r_2$  = jari-jari luar reaktor

$r_3$  = jari-jari isolator luar

QA = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

QB = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

QC = Perp. Konduksi melalui isolator

QD = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

QR = Perp. Panas radiasi

T1 = Suhu dinding dalam reaktor

T2 = Suhu dinding luar reaktor

T3 = Suhu isolator luar

Tu = Suhu udara luar

- sifat-sifat fisis bahan

\* bahan isolasi : asbestos, dengan sifat-sifat fisis (kern) :

$$K_{is} = 0,17134 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

\* carbon steel :  $k_s = 40,7614 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

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

$$T_f = 313$$

$$\nu = 0,000017$$

$$k = 0,027225 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$Pr = 0,70489$$

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

$$\mu = 0,00001906 \text{ kg/m.s}$$

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

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,3175 \text{ m}$$

$$r_2 = 0,3302 \text{ m}$$

$$L = 5,5 \text{ m}$$

a. Perpindahan panas konduksi

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

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

b. Perpindahan panas konveksi

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

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

Karena  $Gr_L.Pr > 10^9$ , sehingga :

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

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

c. Panas radiasi

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

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

.....(d)

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

$$T_2 = 459,2345K$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 9,93316 \text{ cm}$$

## 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.

**Bentuk umum** metode-metode Runge Kutta:

$$\frac{dy}{dx} = f(x, y).....(5.1)$$

Maka cara runge kutta untuk mencari  $x_{i+1}$  ,  $y_{i+1}$  berdasarkan harga  $x_i$  ,  $y_i$

adalah :

$$K_1 = f_1(x_i, y_i) \cdot \Delta x$$

$$K_2 = f_1(x_i + \Delta x/2, y_i + k_1/2) \cdot \Delta x$$

$$K_3 = f_1(x_i + \Delta x/2, y_i + k_2/2) \cdot \Delta x$$

$$K_4 = f_1(x_i + \Delta x, y_i + k_3) \cdot \Delta x$$

Dapat Diperoleh :

$$X_{i+1} = X_i + \Delta x$$

$$Y_{i+1} = y_i + (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4)/6$$

Metode Runge-Kutta ini untuk menghitung tinggi reaktor (z) dan Konversi reaksi ( $\Delta X$ ). Penyelesaian Persamaan Diferensial untuk menghitung tinggi reaktor (z) dan konversi reaksi ( $\Delta X$ ) di tube setiap inkremen  $i$  ( $\Delta z$ ) dengan Metode Numeris Runge Kutta dihitung dengan menggunakan *Microsoft Excell*. Adapun langkah-langkah perhitungannya sebagai berikut cara sebagai berikut :  
Persamaan-persamaan diferensial yang digunakan :

$$\frac{dXA}{dz} = \frac{(-rA)\pi D_i^2 \varepsilon}{4FA_0}$$

Kondisi Batas :

$$\text{Pada saat, } Z = 0 \text{ m} \quad X_n = 0,99$$

$$X_o = 0 \quad P_o = 18 \text{ atm}$$

Penyelesaian persamaan diferensial menggunakan metode *Runge Kutta* orde 4:  $X_{i+1}$

$$= x_i + 1/6. (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4)$$

Dengan:

1. Mencari nilai  $k_1$

$$k_1 = f(x_i, y_i) \Delta x$$

2. Mencari nilai  $k_2$

$$k_2 = f\left(x_i + \frac{\Delta x}{2}, y_i + \frac{k_1}{2}\right) \cdot \Delta x$$

3. Mencari nilai  $k_3$

$$k_3 = f\left(x_i + \frac{\Delta x}{2}, y_i + \frac{k_1}{2}\right) \cdot \Delta x$$

4. Mencari nilai  $k_4$

$$k_4 = f(x_i + \Delta x, y_i + k_3) \cdot \Delta x$$

5. Mencari nilai  $\Delta y$

$$\Delta z = \frac{1}{6} (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4)$$

6. Mencari nilai  $y_{i+1}$

$$z_{i+1} = \Delta z + z_i$$

7. Diiterasi hingga  $X_n$

Dibawah ini adalah hasil perhitungan tinggi reaktor dengan metode Runge

Kutta :

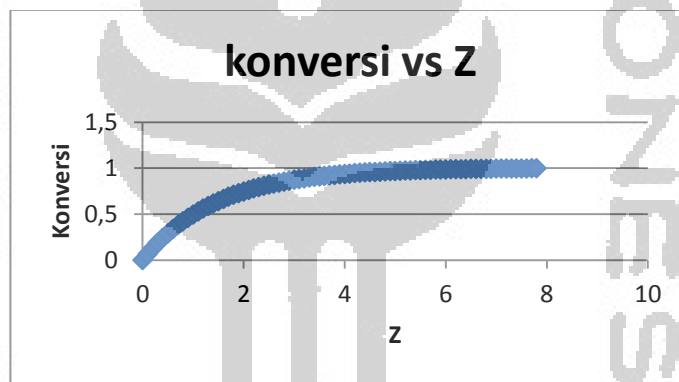
Tabel 11. Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode Runge Kutta Reaktor

z (m)	x	T (K)	Ts (K)	$\int \Delta C_P \cdot dT$ (j/mol)	(-ΔHR)	P (atm)
0	0	548,0000	373	32644,65444	-9292,9579	18,00000000000
0,10	0,06579	548,1250	378,1767	32664,79346	-9313,0970	18,00000015563
0,20	0,12725	548,2422	383,1671	32683,67236	-9331,9759	18,00000031129
0,30	0,18467	548,3520	387,9804	32701,36700	-9349,6705	18,00000046699
0,40	0,23831	548,4549	392,6251	32717,94909	-9366,2526	18,00000062272
0,50	0,28842	548,5513	397,1091	32733,48637	-9381,7899	18,00000077848
0,60	0,33524	548,6416	401,4400	32748,04274	-9396,3462	18,00000093427
0,70	0,37897	548,7262	405,6245	32761,67850	-9409,9820	18,00000109008
0,80	0,41983	548,8054	409,6694	32774,45046	-9422,7540	18,00000124592
0,90	0,45800	548,8796	413,5805	32786,41217	-9434,7157	18,00000140178
1,00	0,49366	548,9490	417,3637	32797,61400	-9445,9175	18,00000155766
1,10	0,52697	549,0141	421,0245	32808,10338	-9456,4069	18,00000171356
1,20	0,55809	549,0750	424,5677	32817,92491	-9466,2284	18,00000186949
1,30	0,58717	549,1320	427,9984	32827,12051	-9475,4240	18,00000202542
1,40	0,61433	549,1853	431,3209	32835,72958	-9484,0331	18,00000218138
1,50	0,63970	549,2353	434,5396	32843,78915	-9492,0927	18,00000233735
1,60	0,66340	549,2821	437,6585	32851,33396	-9499,6375	18,00000249333
1,70	0,68555	549,3258	440,6816	32858,39664	-9506,7001	18,00000264933
1,80	0,70624	549,3668	443,6123	32865,00781	-9513,3113	18,00000280534
1,90	0,72556	549,4052	446,4543	32871,19619	-9519,4997	18,00000296136
2,00	0,74362	549,4411	449,2108	32876,98873	-9525,2922	18,00000311739
2,10	0,76049	549,4746	451,8849	32882,41068	-9530,7142	18,00000327344
2,20	0,77625	549,5061	454,4797	32887,48573	-9535,7892	18,00000342949
2,30	0,79097	549,5355	456,9979	32892,23608	-9540,5396	18,00000358555
2,40	0,80472	549,5631	459,4423	32896,68252	-9544,9860	18,00000374162
2,50	0,81757	549,5889	461,8154	32900,84455	-9549,1480	18,00000389770
2,60	0,82957	549,6130	464,1198	32904,74041	-9553,0439	18,00000405379
2,70	0,84078	549,6356	466,3578	32908,38721	-9556,6907	18,00000420988
2,80	0,85126	549,6567	468,5317	32911,80097	-9560,1045	18,00000436598
2,90	0,86104	549,6765	470,6436	32914,99666	-9563,3002	18,00000452208
3,00	0,87019	549,6951	472,6956	32917,98833	-9566,2918	18,00000467820

3,10	0,87873	549,7124	474,6896	32920,78912	-9569,0926	18,00000483431
3,20	0,88670	549,7286	476,6277	32923,41133	-9571,7148	18,00000499043
3,30	0,89416	549,7439	478,5115	32925,86645	-9574,1700	18,00000514656
3,40	0,90112	549,7581	480,3429	32928,16528	-9576,4688	18,00000530269
3,50	0,90763	549,7714	482,1235	32930,31788	-9578,6214	18,00000545882
3,60	0,91370	549,7839	483,8550	32932,33369	-9580,6372	18,00000561496
3,70	0,91938	549,7956	485,5389	32934,22153	-9582,5250	18,00000577110
3,80	0,92469	549,8066	487,1767	32935,98965	-9584,2932	18,00000592725
3,90	0,92964	549,8168	488,7698	32937,64578	-9585,9493	18,00000608340
4,00	0,93427	549,8264	490,3196	32939,19714	-9587,5006	18,00000623955
4,10	0,93859	549,8354	491,8275	32940,65049	-9588,9540	18,00000639570
4,20	0,94263	549,8439	493,2947	32942,01214	-9590,3156	18,00000655186
4,30	0,94641	549,8518	494,7224	32943,28802	-9591,5915	18,00000670802
4,40	0,94993	549,8592	496,1118	32944,48364	-9592,7871	18,00000686418
4,50	0,95323	549,8661	497,4642	32945,60418	-9593,9077	18,00000702034
4,60	0,95631	549,8726	498,7805	32946,65447	-9594,9580	18,00000717651
4,70	0,95918	549,8787	500,0619	32947,63904	-9595,9425	18,00000733268
4,80	0,96187	549,8844	501,3093	32948,56212	-9596,8656	18,00000748885
4,90	0,96437	549,8898	502,5239	32949,42765	-9597,7312	18,00000764502
5,00	0,96672	549,8948	503,7065	32950,23934	-9598,5428	18,00000780119
5,10	0,96891	549,8995	504,8580	32951,00065	-9599,3042	18,00000795736
5,20	0,97095	549,9039	505,9794	32951,71481	-9600,0183	18,00000811354
5,30	0,97286	549,9081	507,0715	32952,38484	-9600,6883	18,00000826972
5,40	0,97465	549,9120	508,1352	32953,01358	-9601,3171	18,00000842589
5,50	0,97632	549,9156	509,1712	32953,60366	-9601,9072	18,00000858207
5,60	0,97788	549,9191	510,1804	32954,15756	-9602,4611	18,0
5,70	0,97933	549,9158	511,1634	32953,63753	-9601,9410	18,0
5,80	0,98069	549,9128	512,1210	32953,14925	-9601,4528	18,0
5,90	0,98196	549,9100	513,0538	32952,69071	-9600,9942	18,0
6,00	0,98315	549,9073	513,9624	32952,25999	-9600,5635	18,0
6,10	0,98426	549,9048	514,8477	32951,85532	-9600,1588	18,0
6,20	0,98529	549,9025	515,7101	32951,47505	-9599,7786	18,0
6,30	0,98626	549,9002	516,5504	32951,11762	-9599,4211	18,0
6,40	0,98716	549,8982	517,3692	32950,78157	-9599,0851	18,0
6,50	0,98801	549,8962	518,1671	32950,46556	-9598,7691	18,0
6,60	0,98880	549,8944	518,9446	32950,16832	-9598,4718	18,0
6,70	0,98953	549,8926	519,7024	32949,88865	-9598,1921	18,0
6,80	0,99022	549,8910	520,4409	32949,62545	-9597,9289	18,0

6,90	0,99087	549,8895	521,1606	32949,37767	-9597,6812	18,0
7,00	0,99147	549,8880	521,8621	32949,14436	-9597,4479	18,0
7,10	0,99203	549,8867	522,5459	32948,92461	-9597,2281	18,0
7,20	0,99255	549,8854	523,2124	32948,71755	-9597,0211	18,0
7,30	0,99304	549,8842	523,8622	32948,52241	-9596,8259	18,0
7,40	0,99350	549,8830	524,4956	32948,33843	-9596,6419	18,0
7,50	0,99393	549,8820	525,1131	32948,16492	-9596,4684	18,0
7,60	0,99433	549,8809	525,7151	32948,00124	-9596,3047	18,0
7,70	0,99470	549,8800	526,3021	32947,84677	-9596,1503	18,0
7,80	0,99505	549,8791	526,8743	32947,70094	-9596,0044	18,0

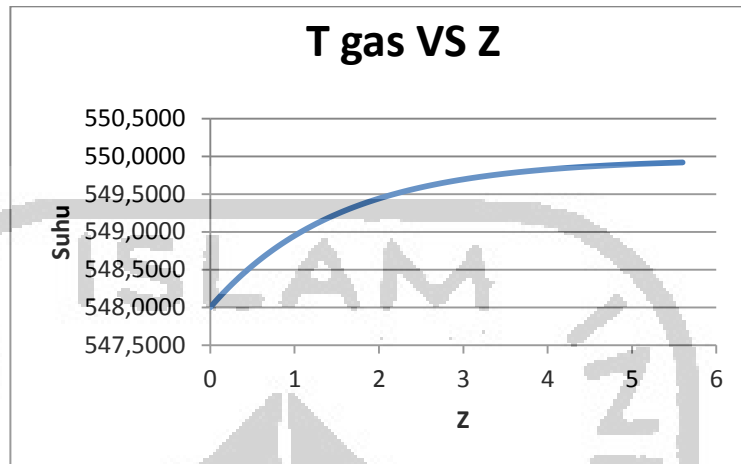
Berikut adalah beberapa grafik yang berpengaruh terhadap ketinggian reaktor ( $\Delta z$ )



Grafik 1.1 Hubungan antara tinggi reaktor dengan konversi reaksi yang dihasilkan

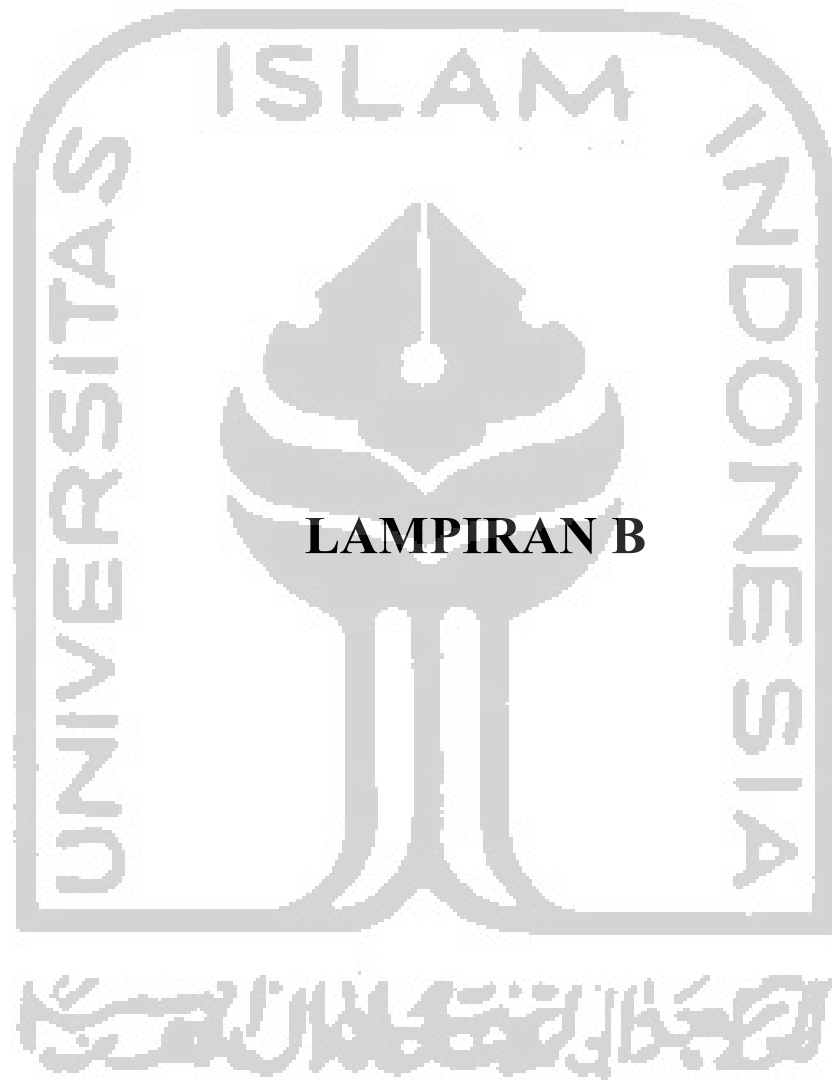
Dari grafik diatas terlihat bahwa tinggi reaktor berpengaruh terhadap konversi reaksi di dalam reaktor. Dari grafik terlihat bahwa semakin tinggi reaktor maka konversi yang dihasilkan juga semakin tinggi.





Grafik 1.2 Hubungan antara tinggi reaktor dengan suhu gas reaksi

Dari grafik diatas terlihat bahwa tinggi reaktor berpengaruh terhadap suhu gas selama bereaksi di dalam reaktor. Dari grafik terlihat bahwa semakin tinggi reaktor maka suhu gas selama bereaksi didalam reaktor juga semakin tinggi.

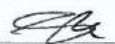






### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Harits Dwi Utama  
No. MHS : 15521255
2. Nama Mahasiswa : Luthfi Chalwani  
No. MHS : 15521224
- Judul Prarancangan )\* :

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

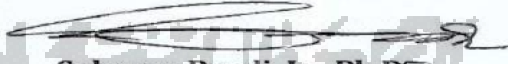
Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	16-Juli-19	Bimbingan Judul TA	
2	7-Agustus-19	Bimbingan Pemilihan Proses	
3	6-November-19	Bimbingan Ekonomi	
4	8-November-19	Bimbingan Ekonomi	
5	12-November-19	Tanda Tangan Lembar Pengesahan	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 12 November 2019

Pembimbing,

  
Suharno Rusdi, Ir., Ph.D.

)\* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Harits Dwi Utama  
 No. MHS : 15521255

2. Nama Mahasiswa : Luthfi Chalwani  
 No. MHS : 15521224

Judul Prarancangan)\* : *Ara Rancangan Pabrik Isopropyl Benzene dari benzene dan Propylene dengan kapasitas 30.000 ton / tahun.*

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019  
 Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	2 Juli 2019	Konsultasi judul TA	<i>[Signature]</i>
2	9 Juli 2019	Bimbingan Bab I	<i>[Signature]</i>
3	16 Juli 2019	Bimbingan Bab II	<i>[Signature]</i>
4	6 Agustus 2019	Bimbingan alat berat	<i>[Signature]</i>
5	20 Agustus 2019	Bimbingan Reaktor	<i>[Signature]</i>
6	10 September 2019	Bimbingan Menara Distilasi	<i>[Signature]</i>
7	25 September 2019	Bimbingan alat kecil	<i>[Signature]</i>
8	2 Oktober 2019	Bimbingan alat kecil	<i>[Signature]</i>
9	16 Oktober 2019	Bimbingan utilitas	<i>[Signature]</i>
10	22 Oktober 2019	Bimbingan PFD	<i>[Signature]</i>
11	6 November 2019	Bimbingan Narkah	<i>[Signature]</i>
12	11 November 2019	Tanda tangan lembar persetujuan	<i>[Signature]</i>

Disetujui Draft Penulisan:

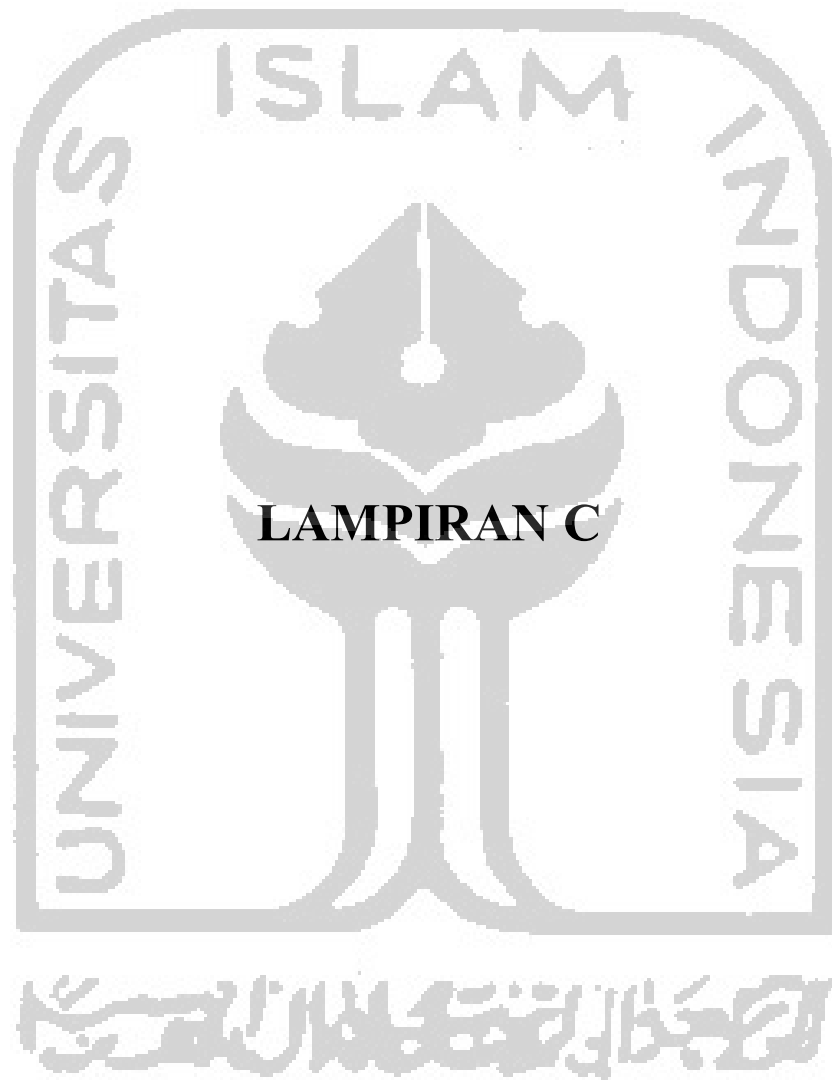
Yogyakarta, 11 November 2019

Pembimbing,

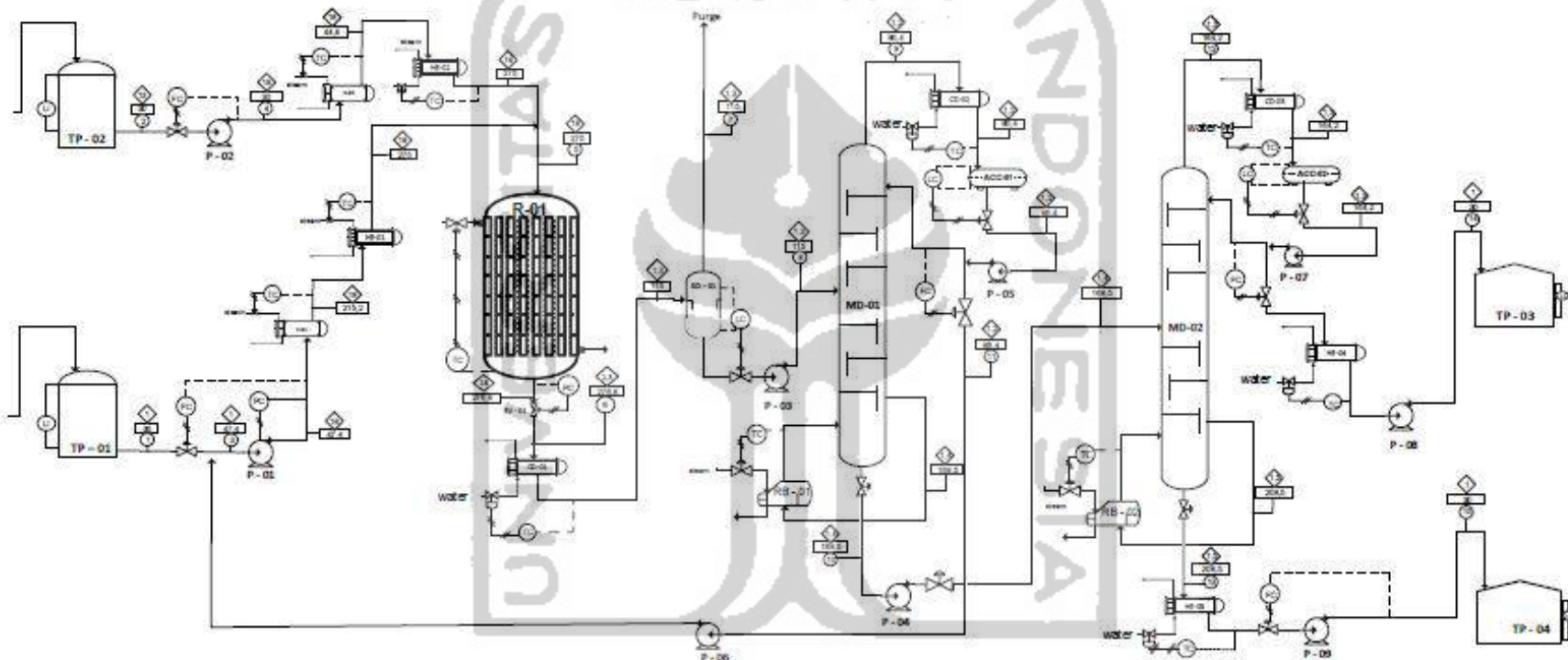
*[Signature]*  
 Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.

)\* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy



**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
PABRIK ISOPROPYL BENZENE DARI PROPYLEN DAN BENZENE  
KAPASITAS 30.000 TON / TAHUN**



Komponen	Neraca Massa (Kg/jam)															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	
Propilen		1564,4117	0,8491	1564,4117	1565,2609	15,6526	14,8035	0,8491	0,8491		0,8491					
Propana		7,3157	0,5126	7,3157	7,8063	7,8063	7,3157	0,5126	0,5126		0,5126					
Benzene	4013,2638		5813,8260		5813,8260	3023,1895	1230,8553	1802,3344	1800,530	1,8023	1800,530	1,8023		1,8023		
Toluen	3,5657		5,81380		5,81380	1,3177	4,4962	2,2481	2,2481	2,2481	2,2481	2,2481		2,2481		
Isopropil Benzene						4159,0217	336,8074	3822,314		3822,314		3785,071	38,2431	3785,071	38,2431	
Diisopropil Benzene						181,123	2,3905	178,7325		178,7325		0,7574	177,9752	0,7574	177,9752	
Total	4016,8296	1573,7254	5900,585	1575,7254	7987,7369	7998,7269	1590,4881	5817,2388	13779,906	4005,0969	1815,3418	3787,8788	216,2183	3787,8788	216,2183	

ALIAS	KE TERANGAN	SEMBOLO	KE TERANGAN
ACC	Accumulator		Level Controller
CO	Condenser		Level Indikator
HE	Heat Exchanger		Pressure Controller
MD	Menske Drilled Reaktor		Temperature Controller
R	Reaktor		Normal Ais
RB	Reaktor		Nis, C
EV	Expansion Valve		Normal Air
TP	Tangki		Control Valve
SD	Separator		Reaktor Controller
V	Vaporizer		Piping
P	Pompe		Ukuran Tahan
			Valve

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA**

PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
PABRIK ISOPROPYL BENZENE DARI PROPYLEN DAN BENZENE  
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Dibuat oleh:  
1. Lutfi Chakrani (15 521 234)  
2. Haris Dwi Nugraha (15 521 235)

Dosen pembimbing:  
1. Ir. Sulherno Rusli, Ph.D.  
2. Nur Indah Fauziah, ST., M.Eng.