

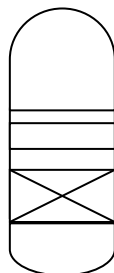
LAMPIRAN F

PERANCANGAN REAKTOR KATALITIK DISTILATION (R-302)

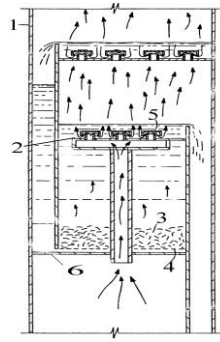
(TUGAS KHUSUS)

LAMPIRAN F
PERANCANGAN REAKTOR KATALITIK DISTILATION (R – 302)
(TUGAS KHUSUS)

- Kode : R 302
- Fungsi : Tempat mereaksikan *bi-(hydroxyethyl) terephthalate* (BHET) sebanyak 5.262,65 kg membentuk *Polyethylene Terephthalate (PET)* dengan bantuan Katalis Sb_2O_3 (Antimony Trioxide), sekaligus memisahkan produk *PET* dengan *Ethylenen glicol (EG)*
- Bentuk : Reaktor *Fixed Bed* yang digabung dengan kolom distilasi
- Fasa : Cair- Gas
- Tekanan : Vacuum (0,1 atm)
- Suhu : 275 °C
- Katalis : Sb_2O_3
- Tujuan :
1. Menentukan bentuk reactor
 2. Menentukan bahan konstruksi reaktor
 3. Menghitung dimensi reaktor



Gambar F.1. Gambar Sederhana reaktor Destilasi



Gambar, F.2, Potongan Reaktor Distilasi [(1) Vessel, (2)Distilation Tray, (3) Katalis,(4), Screen, (5) Buble Cup, (6) Reaction Tray

1. Menentukan bentuk reactor

Dari patent diketahui reaksi yang terjadi yaitu reaksi polykondensasi BHET menjadi PET yang menggunakan katalis Sb_2O_3 yang berbentuk butiran-butiran sedangkan reaktan masuk reaktor pada fasa cair. Dari kondisi ini maka reaktor yang dapat digunakan yaitu reaktor fixed bed. Akan tetapi disini juga terjadi proses pemisahan produk samping dengan proses distilasi. Dengan ketentuan ini maka reaktor yang digunakan adalah reaktor distilasi yaitu penggabungan reaktor fixe bed dengan menara distilasi. Kondisi operasi reaktor ini adalah suhu $275\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan $0,1\text{ atm}$.

2. Menentukan bahan kontruksi reactor

Menurut *Brownell hal 253*, bahan konstruksi yang digunakan dalam perancangan ini adalah Low alloy Steel SA-202 Grade B, karena :

- a. Struktur kuat dengan allowable stress value sebesar 21250 psi dan suhu maksimum 1000° F

- b. Harga relatif murah
- c. Banyak tersedia dipasaran

3. Menghitung dimensi reaktor

a. Neraca Massa disekitar reaktor 302

Basis : Kapasitas Produksi PET = 30.000 Ton/tahun

Basis perhitungan : 1 jam operasi

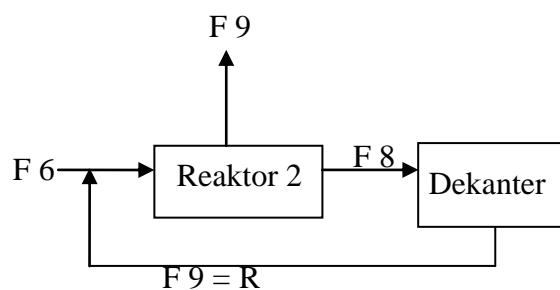
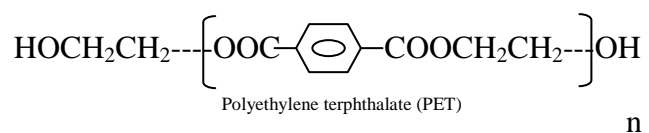
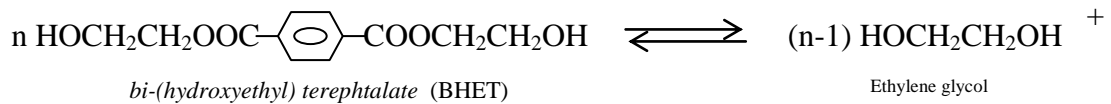
Hari kerja dalam satu tahun : 330 hari

Jam kerja dalam 1 hari : 24 jam

Kapasitas produksi PET : $\frac{30.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$

: 3787,879 kg / jam

Persamaan reaksi yang terjadi pada reaktor 302



Konversi BHET terhadap PET = 95 % (Patens no3.590.072)

Dari Perancangan produk PET yang dihasilkan = 3787,879 Kg/jam

= 0,14059 Kmol/jam

Dengan menggunakan metode perhitungan David M. Himmeblau pada bukunya
"Supplementary Problem for Basic Principles and Calculations in Chemical
Engineering 6th Edition", 1996. halaman 59 -66.

Perhitungan Produk ;

BHET

PET = BHET x Kemurnian BHET x Konversi BHET x

$$\frac{\text{Koef. Stoichiometry PET}}{\text{Koef Stoichiometry BHET}}$$

$$0,14059 \text{ Kmol/jam} = \text{Mol BHET masuk} \times 1 \times 0,95 \times \frac{1}{140}$$

Mol BHET Masuk = 20,72 Kmol/jam

Mol BHET Masuk = $F_6 + R$

$F_6 = \text{Mol BHET Masuk} - R$

$F_6 = 20,72 \text{ Kmol/jam} - R \dots\dots\dots(A.1)$

Ethylene Glicol (EG)

$$\text{EG} = \text{Mol BHET Masuk} \times \text{Konversi} \times \frac{\text{Koef. Stoichiometry EG}}{\text{Koef Stoichiometry BHET}}$$

$$\text{EG} = 20,72 \times 0,95 \times \frac{139}{140}$$

EG = 19,54 kmol/jam

EG = 1211,64 Kg/jam

Naraca masa reaktan BHET pada reaktor 2

Masuk – Keluar + Geneation – Konsumsi = Accumulation

$$(F_6+R) - (R) + 0 - (0,95 (F_6 + R)) = 0$$

$$F_6 - 0,95 F_6 - 0,95R = 0$$

$$0,05 F_6 = 0,95 R \dots\dots\dots(A.2)$$

Persamaan (A.1) dengan (A.2) didapat

$$0,05(20,72 - R) = 0,95 R$$

$$R = 1,04 \text{ Kmol/jam}$$

$$R = 263,13 \text{ Kg/jam BHET}$$

Dari persamaan (A.1) didapat

$$F_6 = 20,72 - R$$

$$F_6 = 20,72 - 1,04 \text{ Kmol/jam}$$

$$F_6 = 19,68 \text{ Kmol/jam}$$

$$F_6 = 4.999,52 \text{ Kg/jam}$$

Perbandingan Recycle terhadap umpan;

$$\frac{R}{F_6} = \frac{1,04}{19,68} = 0,0528 \frac{mol}{mol}$$

$$\frac{R}{F_6} = \frac{263,13}{4999,52} = 0,0528 \frac{kg}{kg}$$

$$\frac{mol \text{ recycle}}{mol \text{ produk}} = \frac{R}{PET} = \frac{1.04}{0,1403} = 7,4 \frac{mol}{mol}$$

Tabel F. 1 Neraca Masa Pada Reaktor 302

Komponen	Masuk (Kg/jam)				Keluar (Kg/jam)			
	Aliran 6		R		Aliran 9		Aliran 8	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
BHET	19.68	4,999.52	1.04	263.13			1.04	263.13
EG					19.54	1,211.64		
PET							0.1403	3787.878
Jumlah	19.68	4,999.52	1.04	263.13	19.54	1,211.64	1.18	4,051.01
Total	5,262.65				5,262.65			

b. Neraca Energi di sekitar reaktor 302

Kondisi reaksi di reaktor adalah :

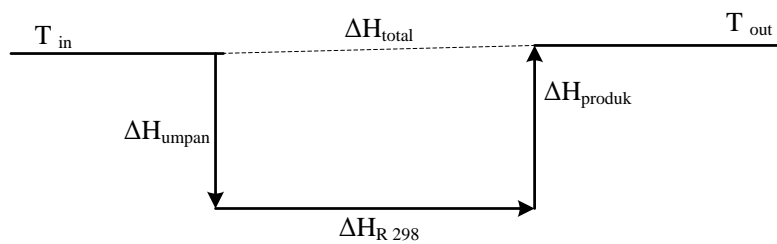
$$P = 0,1 \text{ atm}$$

$$T = 275 \text{ }^\circ\text{C} (548 \text{ K})$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^\circ\text{C} (298 \text{ K})$$

Dalam menghitung neraca energi di reaktor digunakan langkah perhitungan

seperti pada gambar berikut:



$$Q_{\text{total}} = \Delta H_{\text{total}}$$

$$= \Delta H_{\text{umpan}} + \Delta H_{R(298)} + \Delta H_{\text{produk}}$$

Menghitung Q_{umpan} :

- Q_{umpan} BHET

$$Q_{\text{umpan}} = m \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT$$

Tabel F.2, Konstanta kapasitas panas BHET

A	B	C	D
8,9007e+004	8,4639e+002	0	0

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (Perry, 1997)}$$

Maka,

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4)$$

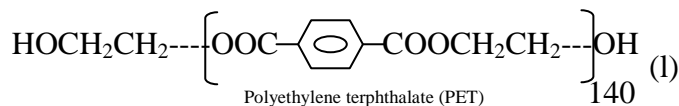
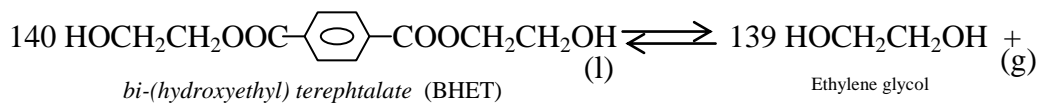
$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$T = 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548 \text{ K}$$

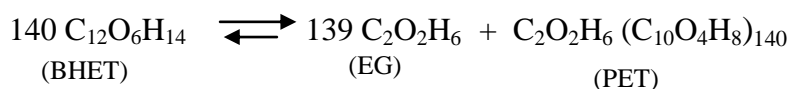
Komponen	Aliran 6 (kg/jam)	Aliran R (kg/jam)	Laju total (m) (kmol/jam)	$\int C_p dT$ (J/Kmol)	Q (J/jam)
BHET	19,68313526	1,035954488	20,71908975	-111757493	-2315513518

Maka panas umpan masuk reaktor 302 adalah (-) **2 315 513,52 kJ/jam**

Menghitung Q_{reaksi} (ΔH_R)



Jika disederhanakan lagi menjadi



$$\Delta H_R = \Sigma H_R \text{ Produk} - \Sigma H_R \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_{f(298)} \text{ BHET} = -442819 \text{ Btu/lbmol} = -4.051,29 \text{ kJ/Kg} \quad (\text{Perry}, 1997)$$

$$\Delta H_{f(298)} \text{ EG} = -6318,9 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_{f(298)} \text{ PET} = -466.089,893 \text{ kJ/kg}$$

Massa bereaksi:

$$\text{EG} = 1211,637569 \text{ kg/jam}$$

$$\text{PET} = 3787,878788 \text{ kg/jam}$$

$$\text{BHET} = 4999,516357 \text{ Kg/jam}$$

Panas reaksi pembentukan 1211,64 Kg EG₍₂₉₈₎ selama 1 jam reaksi adalah

$$= \Delta H_{f(298)} \text{ EG} \times \text{Massa EG yang bereaksi}$$

$$= -6318.9 \text{ kJ/kg} \times 1211,64 \text{ kg}$$

$$= -7\,656\,216,637 \text{ KJ}$$

Panas reaksi pembentukan 3787,88 Kg PET₍₂₉₈₎ selama 1 jam reaksi adalah

$$= \Delta H_{f(298)} \text{ PET} \times \text{Massa PET yang bereaksi}$$

$$= -466.089,893 \text{ kJ/kg} \times 3787,88 \text{ kg}$$

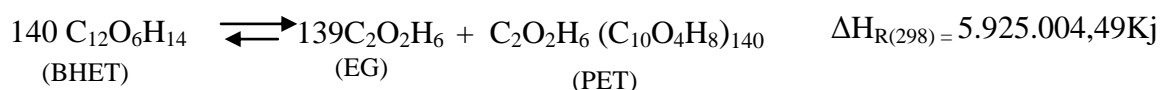
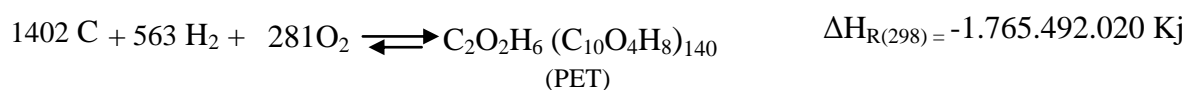
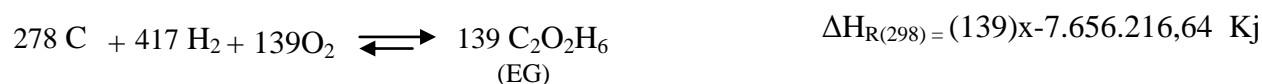
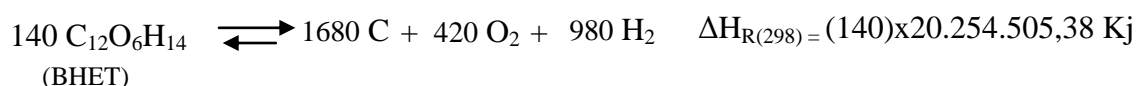
$$= -1\,765\,492\,020 \text{ KJ}$$

Panas reaksi pembentukan 4.999,52 Kg BHET₍₂₉₈₎ selama 1 jam reaksi adalah

$$= \Delta H_{f(298)} \text{ BHET} \times \text{Massa BHET yg terbentuk}$$

$$= -4.051,29 \text{ kJ/Kg} \times 4.999,52 \text{ Kg}$$

$$= -20.254.505,38 \text{ KJ}$$



Menghitung Q_{produk}

$$Q_{\text{produk}} = m \int_{T_0}^T C_p dT$$

$$T_0 = 298 \text{ K (25}^\circ\text{C)}$$

$$T = 548 \text{ K (275}^\circ\text{C)}$$

Tabel F.3. Kostata Kapasitas panas zat

Komponen	A	B	C	D	E
EG	3.55E+04	4.37E+02	-1.85E-01	0	0
BHET	8.90E+04	8.46E+02	0	0	0

Tabel F.4, Kostata Kapasitas panas zat

Komponen	Lajumol (Kmol/jam)	$\int C_p dT$ (J/kmol)	Q (J/jam)
EG	19.54254144	46564578.14	909990198
BHET	1.035954488	111757492.5	115775675.9
PET	0.140593823	54629400	7680556.212
Total			1033446430

Jadi panas produk yaitu (Q_{Produk}) = 1.033.446,430 kJ/jam

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{total}} &= Q_{\text{umpan}} + \Delta H_{\text{reaksi}} + Q_{\text{produk}} \\ &= - 2.315.513,52 + 5.925.004,491 + 1.033.446,430 \text{ kJ} \\ &= 4.642.937,404 \text{ KJ}\end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas dapat diketahui total panas reaksi 4.642.937,404 kJ.

Artinya reaksi bersifat endotermis. Untuk menjaga temperatur reaktor tetap 543 K (275 °C) , panas ini harus ditambahkan kedalam reaktor dengan proses transfer panas dari steam.

Menghitung jumlah *steam* yang dibutuhkan:

$$T_{in} = 350 \text{ }^\circ\text{C} (623 \text{ K})$$

$$T_{out} = 300 \text{ }^\circ\text{C} (573 \text{ K})$$

$$\int C_{p_{\text{stem}}} dT = 311,71 \text{ kJ/kg}$$

$$m_{\text{steam}} = \frac{Q}{\int C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} dT}$$

$$= \frac{4.642.937,404 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{311,71 \frac{\text{kJ}}{\text{Kg}}}$$

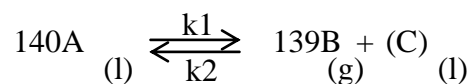
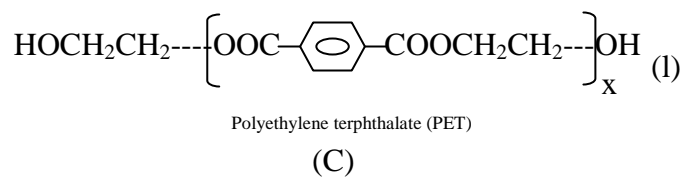
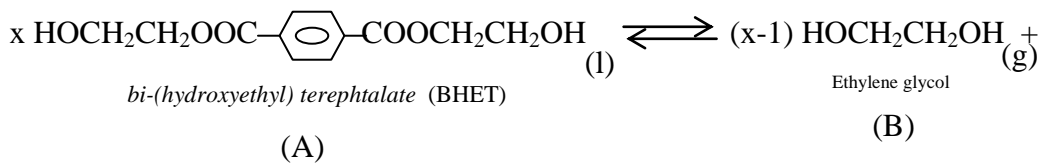
$$= 14.895 \text{ kg/jam}$$

jadi dibutuhkan *steam* sebanyak 14895 kg dalam 1 jam operasi.

Tabel.F.5, Neraca energi RE-302

Panas masuk		Panas keluar		Panas reaksi		Panas Generation	ACC
Item	(Kj)	Item	(KJ)	Item	(Kj)	(Kj)	(Kj)
H umpan	2.315.513,52	H produk	1.033.446,43				
H trasfer	4.642.937,40			H R	5.925.004,49	0	0

Persamaan reaksi



$$-r_A = k_1(C_A^2 - \frac{C_B C_C}{K}) \dots\dots\dots (1)$$

k1 = 10,44 . L/Kmol min pada suhu 275 °C (Caspanelli,1994)

$$K = \frac{k_1}{k_2} = \text{konstata kesetimbangan}$$

$$K = \frac{(C_B)^{b/a} (C_c)^{c/a}}{C_A} \dots\dots\dots(\text{fogler, 1999})$$

$$K = \frac{(C_B)^{139/140} (C_c)^{1/140}}{C_A}$$

$$K = \frac{\left(\frac{\text{mol}_B}{V}\right)^{139/140} \left(\frac{\text{mol}_c}{V}\right)^{1/140}}{\frac{\text{mol}_A}{V}}$$

$$K = \frac{(\text{mol}_B)^{139/140} (\text{mol}_c)^{1/140} \left(\frac{1}{V}\right)^{139+1/140}}{\text{mol}_A \left(\frac{1}{V}\right)}$$

$$K = \frac{(\text{mol}_B)^{139/140} (\text{mol}_c)^{1/140}}{\text{mol}_A}$$

$$K = \frac{(1,036)^{139/140} (19,543)^{1/140}}{0,1406}$$

$$K = \frac{1,058}{0,1406}$$

$$K = 7,525$$

Berdasarkan stoichiometry dengan kondisi isothermal

$$C_A = C_{A_0} \frac{(1 - X)}{(1 + \varepsilon X)} \dots\dots\dots(1.1)$$

$$C_c = \frac{1}{140} \frac{(C_{A_0} X)}{(1 + \varepsilon X)} \dots\dots\dots(1.2)$$

$$C_B = \frac{139}{140} \frac{(C_{A_0} X)}{(1 + \varepsilon X)} \frac{P}{P_0} \frac{T}{T_0} \dots\dots\dots(1.3)$$

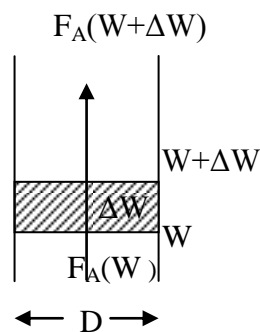
Sehingga persamaan (1) menjadi

$$-r_A = k_1 \left(C_{A_0} \frac{(1-X)}{(1+\epsilon X)} \right)^2 - \frac{139 (C_{A_0} X) P T}{140 (1+\epsilon X) P_o T_o 140 (1+\epsilon X) K} X$$

$$(-r_A) = k_1 \left[\left(C_{A_0} \frac{(1-X)}{(1+\epsilon X)} \right)^2 - \left(\frac{C_{A_0} X}{(1+\epsilon X)} \right)^2 \left\langle \frac{139}{(140)^2} \right\rangle \frac{P T}{P_o T_o K} \right]$$

$$(-r_A) = k_1 \left(\frac{C_{A_0}}{(1+\epsilon X)} \right)^2 \left[(1-X)^2 - \left(\frac{X^2}{(1+\epsilon X)} \right) \left\langle \frac{139}{(140)^2} \right\rangle \frac{P T}{P_o T_o K} \right] \dots\dots\dots(2)$$

Neraca Massa



Gambar F.3. Elemen Volum Reaktor

Neraca massa A pada elemen volume pada keadaan *stedystate*:

(Rate of mass input) – (Rate of mass output)+ (Rate of mass generation) =
(Rate of mass accumulation)

$$F_A(W) - F_A(W + \Delta W) + (-r_A) \Delta W = 0 \dots\dots\dots (3)$$

$$(-r_A)\Delta W = \frac{\text{mol A}}{\text{waktu (mass of Catalyst)}} \cdot (\text{mass of catalyst}) = \frac{\text{mol A}}{\text{waktu}}$$

$$(-r_A) = F_A \frac{(W + \Delta W) - W}{\Delta W} \dots\dots\dots (4)$$

$$(-r_A) = \frac{dF_A}{dW} \dots\dots\dots(5) \text{ persamaan 1-14 fogler}$$

$$(-r_A) = \frac{dF_A}{dW}$$

$$F_A = F_{A0} (1 - x_A) = C_{A0} v_o$$

$$(-r_A) = \frac{dF_{A0}(1 - X_A)}{dW}$$

$$(-r_A) = F_{A0} \frac{dX_A}{dW} \dots\dots\dots(6)$$

Persamaan (2) dengan (6) menjadi

$$F_{A0} \frac{dX_A}{dW} = k1 \left(\frac{CAo}{(1 + \epsilon X)} \right)^2 \left[(1 - X)^2 - \left(\frac{X^2}{(1 + \epsilon X)} \right) \left\langle \frac{139}{(140)^2} \right\rangle \frac{P}{P_o} \frac{T}{T_o} \frac{1}{K} \right]$$

$$C_{A0} v_o \frac{dX_A}{dW} = k1 \left(\frac{CAo^2}{(1 + \epsilon X)^2} \right) \left[(1 - X)^2 - \left(\frac{X^2}{(1 + \epsilon X)} \right) \left\langle \frac{139}{(140)^2} \right\rangle \frac{P}{P_o} \frac{T}{T_o} \frac{1}{K} \right]$$

$$\frac{dX_A}{dW} = \frac{k1}{v_o} \left(\frac{CAo}{(1 + \epsilon X)^2} \right) \left[(1 - X)^2 - \left(\frac{X^2}{(1 + \epsilon X)} \right) \left\langle \frac{139}{(140)^2} \right\rangle \frac{P}{P_o} \frac{T}{T_o} \frac{1}{K} \right] \dots\dots\dots(7)$$

Untuk kasus reaktor packed bed berlaku persamaan ergun (Bird, 1960)

$$\frac{dP}{dh} = - \frac{G}{\rho g_c D_p} \left(\frac{1 - \phi}{\phi^3} \right) \left[\frac{150(1 - \phi)\mu}{D_p} + 1,75G \right] \dots\dots\dots(8)$$

Dengan :

P = tekanan (lb/ft²)

h = tinggi tumpukan katalis (ft)

g_c = 32,174 lb_m.ft/h². Lb_f (conversion factor)
 = 4,17 x 10⁸ lb_m ft/h².lb_f

D_p = diameter katalis pada bed (ft)

Φ = porosity = $\frac{\text{total volume udara (kosong)}}{\text{total volume bed}}$

1 - Φ = $\frac{\text{total volume katalis}}{\text{total volume bed}}$

μ = viscosity gas yang melewati bed (lb_m/ft.h)

$G = \rho v =$ superficial mass velocity ($\text{g}/\text{cm}^2 \cdot \text{s}$) atau ($\text{lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{H}$)

$\rho =$ gas density (lb/ft^3)

$v =$ supervicial velocity = volumetric flow/ luas area pipe (ft/h)

karena kondisinya stedy state maka lajua alir massa keluar reaktor (m) sama dengan lajua alir massa keluar reaktor (m_o)

$$m_o = m$$

$$\rho_o v_o = \rho v$$

$$\rho = \rho_o \frac{v_o}{v}$$

$$v = v_o \frac{P_o}{P} \left(\frac{T}{T_o} \right) \frac{F_{T_o}}{F_T}$$

Sehingga,

$$\rho = \rho_o \frac{v_o}{v_o \frac{P_o}{P} \left(\frac{T}{T_o} \right) \frac{F_{T_o}}{F_T}}$$

$$\rho = \rho_o \frac{1}{\frac{P}{P_o} \left(\frac{T}{T_o} \right) \frac{F_T}{F_{T_o}}} \dots \dots \dots (9)$$

Persamaan (8) dan (9) menjadi

$$\frac{dP}{dh} = - \frac{G}{\rho_o \frac{1}{\frac{P}{P_o} \left(\frac{T_o}{T} \right) \frac{F_T}{F_{T_o}}} g_c D_p} \left(\frac{1-\phi}{\phi^3} \right) \left[\frac{150(1-\phi)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

$$\frac{dP}{dh} = - \frac{G}{\rho_o g_c D_p} \left(\frac{1-\phi}{\phi^3} \right) \left[\frac{150(1-\phi)\mu}{D_p} + 1,75G \right] \frac{P}{P_o} \left(\frac{T_o}{T} \right) \frac{F_T}{F_{T_o}}$$

$$\frac{dP}{dh} = - \beta_o \frac{P}{P_o} \left(\frac{T_o}{T} \right) \frac{F_T}{F_{T_o}} \dots \dots \dots (10)$$

$$\text{Dimana, } \beta_o = \frac{G}{\rho_o g_c D_p} \left(\frac{1-\phi}{\phi^3} \right) \left[\frac{150(1-\phi)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

Massa katalis = Volume katalis x density katalis

$$W = (1-\Phi)Ac Z \times \rho_c$$

$$h = \frac{W}{\rho_c (1-\Phi)Ac}$$

$$dZ = \frac{dW}{\rho_c (1-\Phi)Ac} \dots\dots\dots(11)$$

Persamaan (10) dan (11) menjadi

$$\frac{\frac{dP}{dW}}{\rho_c (1-\Phi)Ac} = -\beta_o \frac{P}{P_o} \left(\frac{T_o}{T} \right) \frac{F_T}{F_{T_o}}$$

$$\frac{dP}{dW} = -\frac{\beta_o}{\rho_c (1-\Phi)Ac} \frac{P}{P_o} \left(\frac{T_o}{T} \right) \frac{F_T}{F_{T_o}}$$

$$\alpha = \frac{2\beta_o}{\rho_c (1-\Phi)Ac P_o}$$

$$\frac{dP}{dW} = -\frac{\alpha}{2} \frac{P_o}{P/P_o} \left(\frac{T_o}{T} \right) \frac{F_T}{F_{T_o}}$$

$$\frac{dP}{dW} = -\frac{\alpha}{2} \frac{P_o}{P/P_o} \left(\frac{T_o}{T} \right) (1 + \epsilon X) \dots\dots\dots(12)$$

dimana $\frac{F_T}{F_{T_o}} = (1 + \epsilon X)$

$$\frac{dP}{dW} = F_2 (X, P)$$

$$\frac{dX_A}{dW} = \frac{k_1}{v_o} \left(\frac{CA_o}{(1 + \epsilon X)^2} \right) \left[(1-X)^2 - \left(\frac{X^2}{(1 + \epsilon X)} \right) \left(\frac{139}{(140)^2} \right) \frac{P}{P_o} \frac{T}{T_o} \frac{1}{K} \right] \dots\dots\dots(7)$$

$$\frac{dX}{dW} = F_1 (X, P)$$

Asumsi Kondisi operasi Isotermal $T_o = T$

Untuk kondisi isothermal $\epsilon = 0$

Maka persamaan (12) dapat disederhanakan menjadi

$$\frac{dP}{dW} = -\frac{\alpha}{2} \frac{P_o}{P}$$

$$\left(\frac{2P}{P_o}\right) \frac{d(P/P_o)}{dW} = -\alpha$$

$$\frac{d(P/P_o)^2}{dW} = -\alpha$$

$$\left(\frac{P}{P_o}\right)^2 = 1 - \alpha W$$

$$\left(\frac{P}{P_o}\right) = (1 - \alpha W)^{1/2}$$

$$\alpha = \frac{2\beta_o}{\rho c (1 - \Phi) A c P_o}$$

$$W = (1 - \Phi) A c Z \times \rho c$$

$$\left(\frac{P}{P_o}\right) = \left(1 - \frac{2\beta_o}{\rho c (1 - \Phi) A c P_o} (1 - \Phi) A c Z \rho c\right)^{1/2}$$

$$\left(\frac{P}{P_o}\right) = \left(1 - \frac{2\beta_o Z}{P_o}\right)^{1/2} \dots\dots\dots(13)$$

$$\beta_o = \frac{G}{\rho_o g_c D_p} \left(\frac{1 - \phi}{\phi^3}\right) \left[\frac{150(1 - \phi)\mu}{D_p} + 1,75G\right]$$

Karena isothermal, maka persamaan (7) menjadi

$$\frac{dX_A}{dW} = \frac{k1 C_{Ao}}{v_o} \left(\frac{CA_o}{(1)^2} \right) \left[(1-X)^2 - \left(\frac{X^2}{(1)} \right) \left\langle \frac{139}{(140)^2} \right\rangle \frac{P}{P_o} \frac{1}{K} \right] \dots\dots\dots(14)$$

Persamaan (13) & (14)

$$\frac{dX_A}{dW} = \frac{k1 C_{Ao}}{v_o} \left[(1-X_A)^2 - \left(X_A^2 \right) \left\langle \frac{139}{(140)^2} \right\rangle \left(1 - \frac{2\beta_o Z}{P_o} \right)^{1/2} \frac{1}{K} \right] \dots\dots\dots(15)$$

Missal $M = \left\langle \frac{139}{(140)^2} \right\rangle \left(1 - \frac{2\beta_o Z}{P_o} \right)^{1/2} \frac{1}{K}$

$$\frac{dX_A}{dW} = \frac{k1 C_{Ao}}{v_o} \left[(1-X_A)^2 - \left(M X_A^2 \right) \right]$$

$$\frac{dX_A}{dW} = \frac{k1 C_{Ao}}{v_o} \left[(1-2X_A)^2 + X_A^2 - \left(M X_A^2 \right) \right]$$

$$\frac{dX_A}{dW} = \frac{k1 C_{Ao}}{v_o} \left[(1-M)X_A^2 - 2X_A + 1 \right]$$

$$\left[\frac{1}{(1-M)X_A^2 - 2X_A + 1} \right] \frac{dX_A}{dW} = \frac{k1 C_{Ao}}{v_o}$$

$$\left[\frac{1}{(1-M)X_A^2 - 2X_A + 1} \right] dX_A = \frac{k1 C_{Ao}}{v_o} dW$$

$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1-M)X_A^2 - 2X_A + 1} = \int \frac{k1 C_{Ao}}{v_o} dW \dots\dots\dots(16)$$

Menghitung nilai h

Dari persamaan (13) didapat

$$h = \frac{P_o}{2\beta_o} \left(1 - \left(\frac{P}{P_o} \right)^2 \right)$$

Menghitung nilai βo

$$\beta_o = \frac{G}{\rho_o g_c D_p} \left(\frac{1-\phi}{\phi^3} \right) \left[\frac{150(1-\phi)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

μ = viscosity gas/uap yang melewati bed (lb_m/ft.h)

Komponen	Laju masa (Kg/jam)	Laju mol (Kmol/jam)	A	B	C	D
EG	4067.85	65.610484	8,6706 10 ⁻⁸	0,83923	75,512	0

$$T = 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548 \text{ K}$$

$$\text{Viscositas uap (pascal/s)} = \mu = \frac{A \cdot T^B}{\left(1 + \frac{C}{T} + \frac{D}{T^2} \right)}$$

$$\mu = \frac{(8,6706 \cdot 10^{-8})(548)^{0,83923}}{\left(1 + \frac{75,512}{548} + 0 \right)}$$

$$\mu = \frac{1,724 \cdot 10^{-5}}{(1 + 0,1378)}$$

$$\mu = 1,515 \cdot 10^{-5} \text{ pascal/s} = 1,515 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m s} = 1,515 \cdot 10^{-2} \text{ cp} = 0,3164 \cdot 10^{-8}$$

$$\text{lb}_f \cdot \text{s/ft}^2$$

G = ρv = superficial mass velocity (g/cm².s) atau (lb_m/ft². H)

ρ = gas density (lb/ft³)

v = supervicial velocity = volumetric flow/ luas area pipe (ft/h)

Menghitung gas density

Komponen	Laju masa	Laju mol	Xi	Tc	Pc	Tc.Xi	Pc.Xi
EG	4067.85	65.61048	0,9667	446,85	83,09	31,98818	12,37376

a. Menentukan volume specific (Vs) uap

$$\text{Suhu operasi} = 275 \text{ }^{\circ}\text{C} = 548 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 0,001 \text{ atm}$$

Menentukan harga Z

$$Tr = T/Tc$$

$$Pr = P/Pc$$

Dimana Tc = Suhu kritis ($^{\circ}$ Kelvin)

Pc = Tekanan kritis (atm)

$$Tc \text{ campuran} = Tci \cdot Xi$$

$$Tr = \frac{543}{36,40942} = 14,9137$$

$$Pr = \frac{7}{13,5236} = 0,5176$$

Berdasarkan gambar 3-11 Smith dan Van Ness edisi 3, maka Z diselesaikan

dengan menggunakan persamaan matematis.

$$Z = 1 + \frac{B.Pc}{R.Tc} \frac{Pr}{Tr}$$

$$\text{Dimana } \frac{B.Pc}{R.Tc} = B^0 + \omega B^1$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}}$$

$$= 0,083 - \frac{0,422}{14,9137^{1,6}}$$

$$= 0,083 - 0,005592$$

$$= 0,0774$$

$$\begin{aligned}
 B^1 &= 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}} \\
 &= 0,139 - \frac{0,172}{14,9137^{4,2}} \\
 &= 0,139 - 0,00000203 \\
 &= 0,13899797
 \end{aligned}$$

ω = acentric factor dapat dilihat pada *Appendix B Smith dan Van Ness 3th*

Edition

Komponen	Fraksi mol (Xi)	ω
EG	1	0,487

jadi

$$\omega = 0,484$$

$$\begin{aligned}
 B^0 + \omega \cdot B^1 &= 0,0774 + (0,487 \cdot 0,13899797) \\
 &= 0,145
 \end{aligned}$$

$$Z = 1 + \frac{B \cdot Pc}{R \cdot Tc} \frac{Pr}{Tr} \quad \text{Dimana} \quad \frac{B \cdot Pc}{R \cdot Tc} = B^0 + \omega B^1$$

$$\begin{aligned}
 Z &= 1 + 0,145 (0,5176/14,9137) \\
 &= 1,005
 \end{aligned}$$

$$V_s = \frac{ZRT}{P}$$

$$= \frac{1,005 \times (82,057 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ atm} / \text{kgmol K}) \times 548 \text{ K}}{0,1 \text{ atm}}$$

$$= 45,192072 \text{ m}^3/\text{kgmol}$$

- b. Menentukan berat jenis uap dan padatan

Berat jenis uap (ρ_v)

Komponen	Fraksi mol (X_i)	BM
EG	1	62

$$\text{BM uap} = 62 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{\text{uap}} = \text{BM} / \text{volume spesifik uap}$$

$$= 62 \text{ kg/kmol} / 45,192072 \text{ m}^3/\text{kmol}$$

$$= 0,1372 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung supervicial velocity

- a. Laju alir volumetric uap/gas

$$\text{Massa uap} = 4108,5285 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{Laju alir Volumetric uap} = \text{massa uap} / \text{densitas uap}$$

$$= \frac{4108,5285 \text{ (kg/jam)}}{0,1372 \text{ kg/m}^3} = 29.947,2446 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- b. Luas permukaan pipa

$$A = \frac{\pi D^2}{4} \text{ asumsi } D = 2 \text{ m}$$

$$A = \frac{3,14(2)^2}{4}$$

$$A = 3,14 \text{ m}^2$$

$$\text{Supervicial velocity (v)} = \frac{\text{laju alir volumetrik uap}}{\text{Luas permukaan}}$$

$$\text{Supervicial velocity } (v) = \frac{2994724,46 \text{ m}^3/\text{jam}}{3,14 \text{ m}^2}$$

$$\text{Supervicial velocity } (v) = 953733,9044 \text{ m}/\text{jam}$$

$$G = \rho v$$

$$G = 0,001372 \text{ kg/m}^3 \cdot 953733,9044 \text{ m}/\text{jam} = 1308,52 \text{ kg/m}^2 \text{ jam}$$

Menghitung porositas

Data katalis

Katalisator yang digunakan adalah Sb_2O_3 dengan spesifikasi sebagai berikut :

Nama katalis : Antimony

Bentuk katalis : Butiran

Diameter partikel katalis rata-rata (D_p) : 8 mm (patent 3431243)

Porosity (Φ) : 0,8

$$1 - \Phi = \frac{\text{total volume katalis}}{\text{total volume bed}}$$

$$\beta_o = \frac{G}{\rho_o g_c D_p} \left(\frac{1 - \phi}{\phi^3} \right) \left[\frac{150(1 - \phi)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

$$\beta_o = \frac{1308,48 \text{ kg/m}^2 \text{ jam}}{\rho_o g_c 8 \cdot 10^{-3} \text{ m}} \left(\frac{1 - 0,8}{0,8^3} \right) \left[\frac{150(1 - 0,8) 1,515 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m s}}{8 \cdot 10^{-3} \text{ m}} + 1308,48 \text{ kg/m}^2 \text{ jam} \right]$$

$$g_c = 4,17 \times 10^8 \text{ lb}_m \text{ ft/h}^2 \cdot \text{lb}_f$$

$$g_c = 4,17 \times 10^8 \text{ lb}_m \text{ ft/h}^2 \cdot \text{lb}_f \left[\frac{0,45359 \text{ kg}}{\text{lb}_m} \right] \left[\frac{1 \text{ m}}{3,2808 \text{ ft}} \right] \left[\frac{1 \text{ lbf}}{4,4482 \text{ kgm/s}^2} \right]$$

$$g_c = 0,1296 \cdot 10^8 \text{ s}^2/\text{jam}^2$$

$$\beta_o = \frac{63,890625 \text{ kg/m}^2 \text{ jam}}{\rho_o \cdot 0,1296 \cdot 10^8 \text{ s}^2/\text{jam}^2 \cdot 8 \cdot 10^{-3} \text{ m}} \left[5,68125 \frac{\text{kg/m s}}{\text{m}} \left[\frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}} \right] + 1308,48 \text{ kg/m}^2 \text{ jam} \right]$$

Tabel F.6, komposisi umpan masuk reactor (pada saat t=0 s)

Komponen	Laju mol (Kmol/jam)	fraksi mol (x)	A	B	C	Pi (atm)	$\Sigma x P_i$ (atm)
BHET	19.68314	0,9957	0	0	0	0	0
H ₂ O	0.084175	0,0043	18,304	3816,4	-46,13	58,342	0,251
Total	19.76731	1					0,251

$$T = 548 \text{ K}$$

$$P_i = \exp\left(A - \left(\frac{B}{T + C}\right)\right)$$

$$P_{H_2O} = \exp\left(18,304 - \left(\frac{3816,4}{(548 - 46,13)}\right)\right)$$

$$P_o = \exp(10,6996)$$

$$P_o = 44339,90 \text{ mmHg}$$

$$P_o = 58,342 \text{ atm}$$

$$P_o = \Sigma P_i x_i$$

$$P_o = 0,251 \text{ atm} = 0,254 \cdot 10^5 \text{ Kg/ms}^2$$

Menghitung densitas (ρ_o)

Komponen	Tc (K)	Pc (bar)	ω
H ₂ O	647,1	220,55	0,345

Menentukan volume specific (Vs) uap

$$\text{Suhu operasi} = 275 \text{ }^{\circ}\text{C} = 548 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 0,001 \text{ atm}$$

Menentukan harga Z

$$Tr = T/Tc$$

$$Pr = P/Pc$$

$$\text{Dimana } Tc = \text{Suhu kritis (}^{\circ}\text{Kelvin)}$$

$$Pc = \text{Tekanan kritis (atm)}$$

$$Tr = \frac{548}{647,1} = 0,847$$

$$Pr = \frac{0,001}{220,55} = 0,00000459$$

Berdasarkan gambar 3-11 Smith dan Van Ness edisi 3, maka Z diselesaikan dengan menggunakan persamaan matematis.

$$Z = 1 + \frac{B.Pc}{R.Tc} \frac{Pr}{Tr}$$

$$\text{Dimana } \frac{B.Pc}{R.Tc} = B^0 + \omega B^1$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}}$$

$$= 0,083 - \frac{0,422}{0,847^{1,6}}$$

$$= 0,083 - 0,5504$$

$$= -0,467$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,139 - \frac{0,172}{0,847^{4,2}} \\
 &= 0,139 - 0,345 \\
 &= -0,2065
 \end{aligned}$$

jadi

$$\omega = 0,345$$

$$\begin{aligned}
 B^0 + \omega \cdot B^1 &= -0,467 + (0,345 \cdot (-0,2065)) \\
 &= -0,538
 \end{aligned}$$

$$Z = 1 + \frac{B \cdot Pc}{R \cdot Tc} \frac{Pr}{Tr} \quad \text{Dimana} \quad \frac{B \cdot Pc}{R \cdot Tc} = B^0 + \omega B^1$$

$$\begin{aligned}
 Z &= 1 + (-0,538) (0,00000459/0,847) \\
 &= 1,000003 \\
 &= 1
 \end{aligned}$$

b. Menentukan volume spesifik uap (V_s)

$$V_s = \frac{ZRT}{P}$$

$$= \frac{1 \times (82,057 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ atm} / \text{kgmol K}) \times 548 \text{ K}}{0,1 \text{ atm}}$$

$$= 449,67236 \text{ m}^3/\text{kgmol}$$

Tabel F.7, komposisi umpan masuk reactor (pada saat $t=0$ s)

Komponen	Laju massa (Kg/jam)	fraksi massa (w)	BM	ρ (kg/m ³)	ρw_i (kg/m ³)
BHET	4999.516	0,9997	254	355,758	355,65
H ₂ O	1.515152	0,0003	18	2498,18	0,75
Total	5001.032	1			356,4

jadi

$$\rho_o = 356,4 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Maka,

$$\beta_o = \frac{63,890625 \text{ kg/m}^2 \text{ jam}}{356,4 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,1296 \cdot 10^8 \text{ s}^2/\text{jam}^2 \cdot 8 \cdot 10^{-3} \text{ m}} [21760,98 \text{ kg/m}^2 \text{ jam}]$$

$$\beta_o = 3762,555 \text{ kg/m}^2 \text{ s}^2$$

Jadi

$$h = \frac{P_o}{2\beta_o} \left(1 - \left(\frac{P}{P_o} \right)^2 \right) \quad \begin{array}{l} P = 0,001 \text{ atm} = 101,325 \text{ kg/ms}^2 \\ P_o = 0,251 \text{ atm} = 0,254 \cdot 10^5 \text{ Kg/ms}^2 \end{array}$$

$$h = \frac{0,254 \cdot 10^5 \text{ kg/ms}^2}{2 \cdot (3762,555 \text{ kg/m}^2 \text{ s}^2)} \left(1 - \left(\frac{101,325}{0,254 \cdot 10^5} \right)^2 \right)$$

$$h = 3,375 \text{ m}$$

Menghitung nilai M

$$M = \left\langle \frac{139}{(140)^2} \right\rangle \left(1 - \frac{2\beta_o Z}{P_o} \right)^{1/2} \frac{1}{K}$$

$$M = \left\langle \frac{139}{(140)^2} \right\rangle \left(1 - \frac{2 \left(3762,555 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ s}^2} \right) 3,375 \text{ m}}{0,254 \cdot 10^5 \frac{\text{kg}}{\text{ms}^2}} \right)^{1/2} \frac{1}{7,525}$$

$$M = \langle 0,00709 \rangle (0,0105) \frac{1}{7,525}$$

$$M = 0,0000099$$

$$M = 0$$

Dengan demikian persamaan (16) menjadi

$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1-0)X_A^2 - 2X_A + 1} = \int \frac{k_1 C_{Ao}}{v_o} dW$$

$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(X_A^2 - 2X_A + 1)} = \int \frac{k_1 C_{Ao}}{v_o} dW$$

$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(X_A - 1)^2} = \int \frac{k_1 C_{Ao}}{v_o} dW$$

$$\text{Missal } Y = X_A - 1$$

$$\frac{dY}{dX_A} = 1$$

$$dY = dX_A$$

Sehingga,

$$\int_0^Y \frac{dY}{Y^2} = \int \frac{k_1 C_{Ao}}{v_o} dW$$

$$\int_0^Y Y^{-2} dY = \int \frac{k_1 C_{Ao}}{v_o} dW$$

$$\frac{1}{(-2+1)} Y^{(-2+1)} = \frac{k_1 C_{Ao}}{v_o} W$$

$$\frac{1}{-Y} = \frac{k_1 C_{Ao}}{v_o} W$$

$$\frac{1}{-(X_A - 1)} = \frac{k_1 C_{Ao}}{v_o} W$$

$$\frac{1}{(1 - X_A)} = \frac{k_1 C_{Ao}}{v_o} W$$

$$W = \frac{v_o}{k_1 C_{Ao} (1 - X_A)}$$

$$W = \frac{5001,032 \text{ Kg} / \text{jam} \cdot \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ min}}}{(10,44 \cdot \text{L} / \text{kmol min}) (10,5 \text{ kmol} / \text{L}) (1 - 0,95)}$$

$$W = 15 \text{ Kg}$$

$$V_{\text{katalis}} = V_k = \frac{\text{masa}_{\text{katalis}}(W)}{\text{Densitas}_{\text{katalis}}(\rho)}$$

$$V_k = \frac{15 \text{ kg}}{5,67 \text{ Kg} / \text{m}^3}$$

$$V_k = 2,6455 \text{ m}^3$$

$$V_k = A h$$

$$V_k = \frac{\pi D^2}{4} Z$$

$$2,6455 \text{ m}^3 = \frac{3,14 D^2}{4} 3,375 \text{ m}$$

$D = 1 \text{ m}$. (nilai d tidak sama dengan nilai D asumsi, maka harus dilakukan trial sampai didapatkan nilai D sama dengan nilai D asumsi)

iterasi nilai D

asumsi D	1.686093576	
G	1841.10254	
β_0	6270.375736	
h	2.025396967	m
W	15.20717631	Kg
V_k	2.682041677	m ³
D	1.686885907	Hasil iterasi
$D-D_0$	0.000792332	Selisih

Setelah dilakukan trial dengan menggunakan program solver, didapat nilai

$D = 1,69 \text{ m}$. jadi diameter kolom bed = $1,69 \text{ m} = 429,26 \text{ in}$

Menentukan masa degradasi katalis (waktu pertukaran katalis)

Pada patent 2465319 dinyatakan bahwa katalis (antimony) yang dibutuhkan yaitu 0,025%-0,1% berat PET. Dari ketentuan ini diambil rata-rata jumlah katalis yang dibutuhkan yaitu

Rata-rata jumlah katalis yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{Jumlah maksimum} + \text{jumlah minimum}}{2} \\
 &= \frac{0,1\% + 0,025\%}{2} \\
 &= \frac{0,125\%}{2} \\
 &= 0,0625\% \text{ berat PET} \\
 &= 0,0625\% \times 3787,88 \text{ Kg} / \text{jam} \\
 &= 2,367 \text{ Kg} / \text{jam} \\
 &= 2,367 \frac{\text{Kg}}{\text{jam}} \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\
 &= 0,0006576 \text{ Kg} / \text{s} \\
 &= 0,04 \text{ kg} / \text{min}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu pertukaran katalis} &= \frac{\text{massa katalis}}{\text{laju degradasi katalis}} \\
 &= \frac{15,207 \text{ kg}}{0,04 \text{ kg} / \text{min}} \\
 &= 380 \text{ min} \\
 &= 6 \text{ jam } 33 \text{ menit}
 \end{aligned}$$

$$= 6,5 \text{ jam}$$

$$\frac{F V}{V_k} = \text{Space velocity (SV)}$$

$$SV = \frac{F V}{V_k} = \frac{\frac{\text{kgmol}}{\text{jam}} \frac{\text{m}^3}{\text{kgmol}}}{\text{m}^3}$$

$$SV = \frac{1}{\tau} = \frac{F V}{V_k}$$

$$\frac{1}{\tau} = \frac{20,8 \text{ kmol/jam} (1,1 \text{ m}^3/\text{kgmol})}{2,68 \text{ m}^3}$$

$$\frac{1}{\tau} = 8,53 / \text{jam}$$

$$\tau = 0,117 \text{ jam}$$

Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Tebal *shell* dihitung dengan persamaan 13.10 Brownell & Young :

$$t_s = \frac{p r_i}{f E - 0,6p} + C$$

Dengan

t_s = tebal *shell*, inchi

p = tekanan desain reaktor, psi

E = efisiensi pengelasan

r_i = jari-jari dalam *shell*, inchi

f = *tensile strength*, psi

p = tekanan dalam *shell*

C = *corrosion allowed*

Menghitung tekanan desain :

Menghitung tekanan desain dengan factor keamanan 20%:

$$\begin{aligned} p_d &= 1,2 \times P_{\text{desain}} \\ &= 1,2 \times 0,015 \\ &= 0,018 \text{ psi} \end{aligned}$$

Spesifikasi bahan yang digunakan *Hastelloy* Tipe A 517 F (Tabel 23.7 Perry 6th, 1984).

$$\text{Tensile strength (f)} = 33730 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan (E)} = 0,75 \text{ (Single welded butt joint without backing strip)}$$

$$\text{Corrosion allowed} = 0,125 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{0,018 \times 29.665}{(33730 \times 0,75 - 0,6 \times 0,018)} + 0,125 \\ &= 0,125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$t_s = 1/8 \text{ in}$$

Dari data, diketahui dimensi yang tersedia di pasaran ketebalan yang paling rendah yaitu 3/16 in. maka disini diambil plate dengan ketebalan 3/16 in.

Dari Tabel 5.7 Brownell diperoleh :

$$\text{Radius pojok head (icr)} = 4 \frac{7}{16} = 4,4375$$

$$\text{Radius head (r)} = 180$$

Menghitung *Stress-intensification factor for torispherical dished heads*

$$W = \frac{1}{4} \left[3 + \left(\frac{r}{icr} \right)^{0.5} \right] \quad (\text{Pers. 7.76 Brownell \& Young, 1959})$$

$$W = \frac{1}{4} \left[3 + \left(\frac{180}{4,4375} \right)^{0.5} \right]$$

$$W = 2,3422$$

Menghitung Tebal dan Diameter Bottom Reaktor

Digunakan *Torispherical Dished* (Tekanan operasi > 200 psi)

Tebal *bottom* dihitung dengan persamaan :

$$t_h = \frac{P \cdot r \cdot W}{2fE - 0,2P} + C \quad (\text{Pers. 7.77 Brownell \& Young, 1959})$$

$$t_h = \frac{0,018 \times 180 \times 2,3422}{2 \times 33730 \times 0,75 - 0,2 \times 0,018} + 0,125$$

$$t_h = 0,125 \text{ in}$$

dipilih tebal standar = 3/16 in

Keterangan :

t_h = Tebal *vessel*, inchi

p = Tekanan desain reaktor, psi

E = Efisiensi pengelasan, 0,75

d = Diameter dalam *shell*, inchi

f = *Tensile strength*, psi

C = *Corrosion allowanced*, 0,125 in

V = *Stress-intensification factor*

Dari Tabel 5.7 B & Y untuk OD = 30 in dan $t_h = 3/16$ in :

icr : *inside radius corner* = 1 7/8 in

r : *radius dish* = 30 in

Dari Tabel 5.8 B & Y untuk $t_h = 3/16$ in

sf : *straight flange* = 2 in = 0,0508 m,

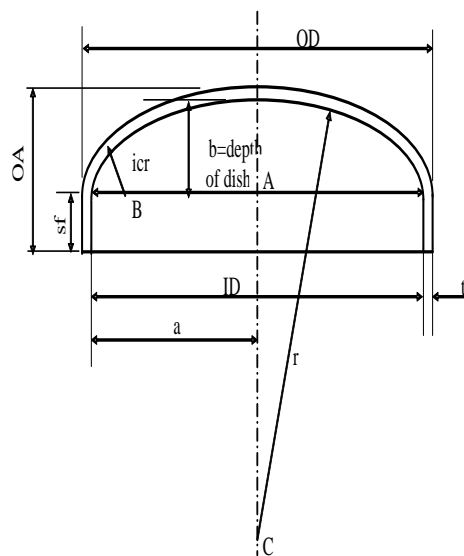
sehingga

$$\text{Diameter Bottom} = \text{OD} + \frac{\text{OD}}{24} + 2 \text{ sf} + \frac{2}{3} \text{ irc} \quad (\text{Persamaan 5.12 B \& Y,}$$

1959)

$$= 35,5 \text{ in} = 0,9017 \text{ m}$$

Spesifikasi Bottom :

Gambar.F.4. Spesifikasi *bottom*

Keterangan :

t_h = Tebal *bottom* (in)

irc = *Inside corner radius* (in)

r = *Radius of dish*(in)

sf = *Straight flange* (in)

OD = *Diameter luar* (in)

ID = *Diameter dalam* (in)

b = *Depth of dish* (in)

OA = *Tinggi bottom* (in)

Menghitung Spesifikasi bottom :

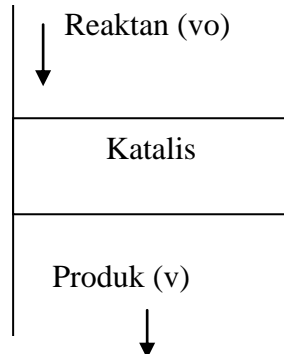
Depth of dish (b)

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2} \quad (\text{Brownell and Young, 1959.hal.87})$$

$$= 4,8678 \text{ in}$$

Tinggi bottom (OA)

$$\begin{aligned} \text{OA} &= t_h + b + sf \\ &= (3/16 + 4,8678 + 2) \text{ in} \\ &= 7,0553 \text{ in} \\ &= 0,1792 \text{ m} = 0,5879 \text{ ft} \end{aligned}$$



Gambar F.5. Komposisi dalam fixed bed

Tinggi kolom yang dibutuhkan sebagai tempat umpan reaktan pada kolom fixed bed adalah (h_0):

$$(h_0) = \frac{v_0 t}{A}$$

v_0 = Lajua alir volumetric umpan reaktan

t = waktu tinggal reaktan

A = Luas penampang kolom fixed bed

$$h_o = \frac{14,032 m^3 / jam \cdot 0,117 jam}{\frac{\pi(1,69m)^2}{4}}$$

$$h_o = 0,724 m$$

Tinggi kolom yang dibutuhkan sebagai tempat produk reaksi pada kolom fixed bed adalah (h_p):

$$h_p = \frac{v \cdot t}{A}$$

v_o = Lajua alir volumetric produk reaksi

t = waktu tinggal

A = Luas penampang kolom fixed bed

$$h_p = \frac{3,505 m^3 / jam \cdot 0,117 jam}{\frac{\pi(1,69m)^2}{4}}$$

$$h_p = 0,1829 m$$

Menghitung Tinggi fixed bed Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Reaktor} &= \text{Tinggi kolom } bed \text{ katalis} + \text{tinggi kolom reaktan} + \text{tinggi} \\ &\quad \text{kolom produk} + \text{tinggi bottom} \\ &= 2,0254 m + 0,724 m + 0,1829 + 0,1792 m \\ &= 3,111 m \end{aligned}$$

B. Kolom Distilasi

Fungsi : Memisahkan produk utama Polyethylene terephthalate (PET) dari produk samping ethylene glikol

Penentuan Tipe Kolom Distilasi

Dalam perancangan menara distilasi ini dipilih jenis *Tray* dengan pertimbangan diameter kolom lebih dari 2 ft (Ulrich, 1984). Sedangkan jenis *Tray* yang digunakan adalah *Sieve Tray* dengan pertimbangan :

- 1) *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi
- 2) Lebih ringan dan murah karena pembuatannya lebih mudah
- 3) Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan.

Penentuan Bahan Konstruksi :

Dipilih bahan konstruksi jenis *Stainless steel Grade SA-240* tipe 304 dengan pertimbangan :

- 1) Mempunyai *allowable stress* yang besar
- 2) Struktur kuat
- 3) Harga yang relatif lebih murah

Asumsi-Asumsi Yang Digunakan Pada Perancangan Menara Distilasi

Asumsi-asumsi yang digunakan pada perancangan menara distilasi ini adalah sebagai berikut :

1. Fase cair dianggap sebagai larutan ideal.
2. Fase uap dianggap sebagai gas ideal.
3. Pada setiap plate terjadi keseimbangan fase uap-cair.
4. Tidak ada panas yang masuk dari atau ke lingkungan.
5. Penurunan tekanan tiap plate tetap.
6. Panas pencampuran dan panas pengenceran diabaikan.

Pada perancangan ini digunakan kondensator total, dimana uap masuk pada *dew point*. Untuk kondensator total, komposisi uap yang terembunkan sama dengan komposisi uap yang masuk.

Pada bagian *bottom* digunakan jaket pemanas, dimana hanya sebagian cairan yang teruapkan. Hal ini dipilih karena proses transfer panas yang dibutuhkan tidak terlalu besar yaitu menaikkan suhu dari 270 menjadi 275 °C.

Data – Data Yang Dipergunakan Dalam Perancangan Menara Distilasi

1) Data Tekanan Uap

Tekanan uap didekati dengan persamaan dari Perry 1997. Persamaan yang digunakan adalah sebagai berikut :

$$P^{\text{sat}} = \exp \left[A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln T + DT^E \right] \quad \dots\dots\dots(C.94)$$

Keterangan :

A, B, C, D, E = konstanta tekanan uap

T = temperatur absolut, K

P^{sat} = tekanan uap, Pa

Tabel.F.8, Data Tekanan Uap.

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	72,55	-7206,7	-7,14	$4,05 \cdot 10^{-6}$	2
EG	84,09	-10411	-8,1976	$-1,6536 \cdot 10^{-18}$	6
BHET	187	$-2,54 \cdot 10^4$	-21,2	$2,23 \cdot 10^{-18}$	6

(Perry 1997)

2) Data Viskositas

Viskositas didekati dengan persamaan dari Perry 1997. Persamaan yang digunakan adalah sebagai berikut :

$$\mu = \exp \left[A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln T + DT^E \right] \dots\dots\dots(C.95)$$

Keterangan :

- μ = viskositas
- A, B, C, D, E = konstanta viskositas
- T = temperatur absolut, K

Tabel F.9. Data Viskositas.

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	-51,964	3670,6	5,7331	-5,35.10 ⁻²⁹	10
EG	-293,07	17494	40,576	0	0

(Perry,1997)

Viskositas campuran dihitung dengan persamaan Coulson 8.11 volume 6 :

$$\frac{1}{\mu_m} = \frac{w_1}{\mu_1} + \frac{w_2}{\mu_2} + \frac{w_i}{\mu_i} \dots\dots\dots(C.96)$$

Keterangan :

- μ_m = viskositas campuran
- w_1, w_2, w_i = fraksi massa komponen 1, 2 dan i
- μ_1, μ_2, μ_i = viskositas komponen 1, 2 dan i

3) Data Panas Laten

Panas laten didekati dengan persamaan 4.13 Smith :

$$\Delta H_2 = \Delta H_n \times \left(\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_m} \right)^{0,38} \dots\dots\dots(C.98)$$

Keterangan :

ΔH_2 = entalpi penguapan pada T tertentu

ΔH_n = entalpi penguapan pada T *boiling point*

T_r = temperatur reduksi, dimana $T_r = \frac{T}{T_c}$

Tabel F.10. Data temperatur kritis, tekanan kritis dan panas laten saat boiling point.

Komponen	Tc (K)	Pc (bar)	Tn (k)	$\square H_n$ (Kj/kg)
H ₂ O	647,20	221,182	373	2256.83
EG	719	82	470,3	846.0124

(Perry,1997)

Langkah – Langkah Perhitungan Menara Distilasi

1. Menentukan Kondisi Operasi Menara Distilasi

Dalam perhitungan kondisi operasi menara distilasi MD-301 ditetapkan :

- Temperatur bawah kolom (*bottom*) = 195°C.
- Asumsi *Pressure drop* per tray = 7 mmHg (0,0092 atm)

a. Menghitung *bubble point bottom*

$$Trial P \rightarrow K_i = \frac{P^{sat}}{P} \rightarrow \square_i = \frac{K_i}{K_{HK}} \rightarrow \frac{1}{\sum (\alpha_i X_i)} = K_{HK} \rightarrow P \text{ kondisi operasi}$$

$$\frac{1}{\sum(\alpha_i x_i)} \neq K_{HK} \rightarrow \text{Ulangi trial P}$$

Temperatur = 195°C = 468,15 K

P trial = 32440 Pa = 0,3202 atm

Hasil trial untuk menentukan kondisi *bottom* tertera pada Tabel C.60 berikut.

Dari *Trial* didapat :

$$K_{HK} = \frac{1}{\sum(\alpha_i x_i)} = \frac{1}{1,0071} = 0,9929$$

T = 516.18 K = 243,18 °C

Komponen	kg/jam	Kgmol/Jam	Xi	Po	Y,		
					K, Po/P	K*Xi	α
EG	1211.64	19.52054132	0.2794	2718.1282	3.5765	0.9994	2718.1282
BHET	263.13	14.6021	0.2090	1.0000	0.0013	0.0003	1.0000
PET	3787.88	35.7347	0.5115	1.0000	0.00132	0.0007	1.0000
	5262.65	69.85736707	1.0000			1.0003	

b. Menghitung *bubble point feed*

$$\text{Trial T} \rightarrow K_i = \frac{P^{\text{sat}}}{P} \rightarrow \square_i = \frac{K_i}{K_{HK}} \rightarrow \frac{1}{\sum(\alpha_i x_i)} = K_{HK} \rightarrow \text{T kondisi operasi}$$

$$\frac{1}{\sum(\alpha_i x_i)} \neq K_{HK} \rightarrow \text{Ulangi trial T}$$

$$T_{\text{trial}} = 141,6551 \text{ } ^\circ\text{C} = 414,8051 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 25507,24 \text{ Pa} = 0,2517 \text{ atm}$$

Hasil trial untuk menentukan kondisi *bubble feed* tertera pada Tabel C.61 berikut.

Tabel F.11. Hasil trial untuk menentukan kondisi *bubble* umpan.

Komponen	kgmol/jam	x_i	P^{sat} (Pa)	K_i
H ₂ O	1,5768	0,0177	378375,0159	14,8340
C ₃ H ₈ O ₂ LK	82,6479	0,9261	20066,4389	0,7867
C ₆ H ₁₄ O ₃ HK	4,6875	0,0525	4415,0123	0,1731
C ₉ H ₂₀ O ₄	0,3272	0,0037	1423,6875	0,0558
Total	89,2394	1,0000		

Tabel F.12 Kondisi *bubble* Umpan

Komponen	α_i	$\alpha_i \cdot x_i$	y_i
H ₂ O	85,7019	1,5143	0,2621
C ₃ H ₈ O ₂ LK	4,5450	4,2093	0,7286
C ₆ H ₁₄ O ₃ HK	1,0000	0,0525	0,0091
C ₉ H ₂₀ O ₄	0,3225	0,0012	0,0002
Total		5,7774	1,0000

$$K_{\text{HK}} = \frac{1}{\sum(\alpha_i x_i)} = \frac{1}{5,7774} = 0,1731$$

c. Menghitung *dew point top*

$$\text{Trial : } T \rightarrow K_i = \frac{P^{\text{sat}}}{P} \rightarrow \square_i = \frac{K_i}{K_{\text{HK}}} \rightarrow \sum \left(\frac{y_i}{\alpha_i} \right) = K_{\text{HK}} \rightarrow T \text{ kondisi operasi}$$

$$\sum \left(\frac{y_i}{\alpha_i} \right) \neq K_{HK} \rightarrow \text{Ulangi trial T}$$

$$T_{\text{trial}} = 139,3031 \text{ } ^\circ\text{C} = 412,4531 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 18574,474 \text{ Pa} = 0,1833 \text{ atm}$$

Hasil trial untuk menentukan kondisi *top* tertera pada Tabel C.62 berikut.

Tabel F.13. Hasil trial untuk menentukan kondisi *dew point top*.

Komponen	kgmol/jam	y_i	P^{sat} (Pa)	K_i
H ₂ O	1,5768	0,0187	354080,8639	19,0628
C ₃ H ₈ O ₂ LK	82,5653	0,9810	18262,9488	0,9832
C ₆ H ₁₄ O ₃ HK	0,0235	0,0003	3996,4182	0,2152
C ₉ H ₂₀ O ₄	0,0000	0,0000	1279,5716	0,0689
Total	84,1656	1,0000		

Tabel F.14 Kondisi *dew point top*

Komponen	α_i	$y_i \square \alpha_i$	x_i
H ₂ O	88,5996	0,0002	0,0010
C ₃ H ₈ O ₂ LK	4,5698	0,2147	0,9977
C ₆ H ₁₄ O ₃ HK	1,0000	0,0003	0,0013
C ₉ H ₂₀ O ₄	0,3202	0,0000	0,0000
Total		0,2152	1,0000

$$K_{HK} = \sum \left(\frac{y_i}{\alpha_i} \right) = 0,2152$$

2. Pengecekan Distribusi Komponen Dengan Metode Shiras

Suatu komponen terdistribusi atau tidak ditentukan dengan menggunakan persamaan Shiras (Treybal, 1980) :

Persamaan Shiras :

$$\frac{x_{iD} \cdot D}{z_{iF} \cdot F} = \frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{LK} - 1} \frac{x_{LK,D} \cdot D}{x_{LK,F} \cdot F} + \frac{\alpha_{LK} - \alpha_i}{\alpha_{LK} - 1} \frac{x_{HK,D} \cdot D}{x_{HK,F} \cdot F} \dots\dots\dots(C.99)$$

Komponen i terdistribusi jika :

$$-0,01 < \frac{x_{iD} \cdot D}{z_{iF} \cdot F} < 0,99$$

Komponen i tak terdistribusi jika :

$$\frac{x_{iD} \cdot D}{z_{iF} \cdot F} < -0,01 \text{ atau } \frac{x_{iD} \cdot D}{z_{iF} \cdot F} > 1,01$$

Relatif volatilitas rata-rata dapat diketahui dengan menggunakan persamaan (Geankoplis, 1993):

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}} \dots\dots\dots(C.100)$$

Keterangan:

- α_{avg} = relatif volatilitas rata-rata
- α_{top} = relatif volatilitas pada distilat
- α_{bottom} = relatif volatilitas pada *bottom*

Tabel F.15. Menentukan distribusi komponen.

Komponen	$z_{iF} \cdot F$	$x_{iD} \cdot D$	$\alpha_{i,avg}$	$\frac{x_{iD} \cdot D}{z_{iF} \cdot F}$	Keterangan
H ₂ O	1,5768	1,5768	62,0087	18,6025	tidak terdistribusi
C ₃ H ₈ O ₂ LK	82,6479	82,5653	4,2608	0,9990	terdistribusi
C ₆ H ₁₄ O ₃ HK	4,6875	0,0235	1,0000	0,0050	terdistribusi
C ₉ H ₂₀ O ₄	0,3272	0,0000	0,3393	-0,1964	tidak terdistribusi
Total	89,2394	84,1656			

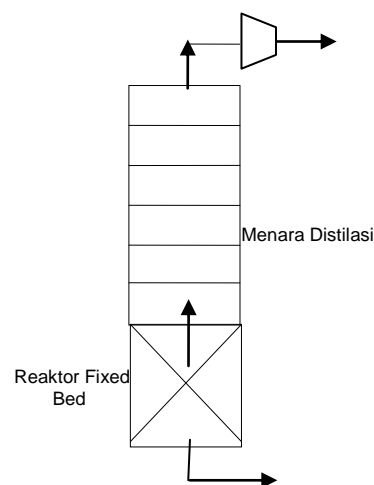
Berdasarkan tabel di atas terlihat pemilihan komponen *light key* dan *heavy key* sudah benar.

Sehingga dari hasil perhitungan di atas dapat diketahui bahwa:

- ➔ *Light key* = Ethylene glikol
- ➔ *Heavy key* = Polyethylene terephthalate (PET)
- ➔ Produk atas = Ethylene glikol 100%
- ➔ Komponen tak terdistribusi = Air dan Polyethylene terephthalate (PET)

Menghitung Jumlah Plate

Blok diagram Reaktor Katalitik Distilasi dapat dilihat pada gambar di bawah ini :



Gambar F.5. Reaktor Distilasi

1). Penentuan suhu umpan

Ditentukan dengan *trial* T sehingga $y_i = 1$

Konstanta Antoine

komponen	A	B	C
BHET	0	0	0
Ethylene glicol	20,25	6022,2	-28,25
PET	0	0	0

Tekanan uap

Tekanan uap tiap komponen dapat dihitung dari persamaan Antoine,

$$\ln P^o = A - \frac{B}{T + C}$$

Fraksi mol (x_i)

$$x_i = \frac{\text{mol umpan komponen}}{\text{mol umpan total}}$$

$$K_i = \frac{P_i}{P_{\text{tot}}}$$

$$y_i = K_i \times x_i$$

Keterangan :

P^o = Tekanan uap jenuh (mmHg)

P_i = Tekanan parsial (atm)

T = Temperatur (K)

A, B, C = Konstanta Antoine

- α = Volatilitas relatif
 D = Distilat
 B = Bottom
 K_i = Faktor K komponen i
 x_i = Fraksi mol cairan
 y_i = Fraksi mol uap

Dari *Trial* didapat :

$$T = 516.18 \text{ K} = 243,18 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	kg/jam	Kgmol/Jam	X_i	P_o	K, P_o/P	Y, K* X_i	α
EG	1211.64	19.52054132	0.2794	2718.1282	3.5765	0.9994	2718.1282
BHET	263.13	14.6021	0.2090	1.0000	0.0013	0.0003	1.0000
PET	3787.88	35.7347	0.5115	1.0000	0.00132	0.0007	1.0000
	5262.65	69.85736707	1.0000			1.0003	

2). Penentuan suhu atas

Ditentukan dengan *trial T dew* sehingga $\sum X_{iD} = 1$

Dari *Trial* didapat :

$$P = 0.001 \text{ atm dan } T = 321.67 \text{ K} = 48.67 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	kg/jam	Kgmol/Jam	Y_i	P_o	K, P_o/P	X, Y_i/K	α
EG	1211.6	19.520541	1.0000	0.7600	1.0000	1.0000	0.7600
BHET	0	0	0.0000	1.0000	1.3158	0.0000	1.0000
PET	0	0	0.0000	1.0000	1.3158	0.0000	1.0000
	1211.6	19.520541	1.0000			1.0000	

3). Penentuan suhu bawah

Ditentukan dengan *trial T bubble* sehingga $\sum y_{iB} = 1$

Dari *Trial* didapat :

$$P = 0.001 \text{ atm dan } T = 321.39 \text{ K} = 48.39 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	kg/jam	Kgmol/Jam	Xi	Po	K, Po/P	Y,	α
						Xi*K	
EG	1211.6	19.520541	0.9437	0.7457	0.9812	0.9259	0.7457
BHET	263.13	1.0359449	0.0501	1.0000	1.3158	0.0659	1.0000
PET	3487.9	0.1294588	0.0063	1.0000	1.3158	0.0082	1.0000
	4962.7	20.685945	1			1.0000	

4). Pemilihan Key Component

Pemilihan Key Component

Light key component = Ethylene Glicol

Heavy key component = PET

Cek distributted dan non-distributted component

Persamaan Shiras et. al

$$\frac{x_{jD} \cdot D}{z_{jF} \cdot F} = \frac{\alpha_j - 1}{\alpha_{lk} - 1} \frac{x_{lk} \cdot D}{z_{lk} \cdot F} + \frac{\alpha_{lk} - \alpha_j}{\alpha_{lk} - 1} \frac{x_{hkD} \cdot D}{z_{hkF} \cdot F}$$

jika :

$$\frac{x_{jD} \cdot D}{z_{jF} \cdot F} < -0,01 \text{ atau } \frac{x_{jD} \cdot D}{z_{jF} \cdot F} > 1,01 \text{ maka komponen j tidak terdistribusi}$$

$$-0,01 < \frac{x_{jD} \cdot D}{z_{jF} \cdot F} < 0,99 \text{ maka komponen j terdistribusi}$$

jika :

$$\frac{\alpha_j - 1}{\alpha_{lk} - 1} \frac{x_{lk} \cdot D}{z_{lk} \cdot F} = R \text{ kiri} \quad ; \quad \frac{\alpha_{lk} - \alpha_j}{\alpha_{lk} - 1} \frac{x_{hkD} \cdot D}{z_{hkF} \cdot F} = R \text{ kanan}$$

$$\frac{x_{JD} \cdot D}{z_{JF} \cdot F} = R$$

Dengan :

$$\alpha \text{ atas} = \frac{K_{i \text{ ATAS}}}{K_{i \text{ HK}}}$$

$$\alpha \text{ bawah} = \frac{K_{i \text{ BAWAH}}}{K_{i \text{ HK}}}$$

$$\alpha \text{ rata-rata} = \sqrt{\alpha \text{ atas} \cdot \alpha \text{ bawah}}$$

didapat :

Komponen	alfa- distilat	alfa- bottom	Alfa- average	R	Keterangan
Ethylene Glicol	0.76	0.7457	0.753	1	Tdk Terdistribusi (LK)
BHET	1	1	1	0	Terdistribusi (HK)
PET	1	1	1	0	Terdistribusi (HK)

Penentuan Reflux Minimum

Penentuan reflux minimum ditentukan dengan persamaan Underwood

$$\sum \frac{(\alpha_i x_i)_F}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

umpan pada cair jenuh $q = 1$

sehingga :

$$\sum \frac{(\alpha_i x_i)_F}{\alpha_i - \theta} = 0$$

Dari persamaan Underwood

$$\sum \frac{(\alpha_i x_i)_D}{\alpha_i - \theta} = Rm + 1$$

$$-3,37 = Rm + 1$$

$$Rm = -4,37$$

Karena disini terlihat nilai refluks minus, maka pada distilasi tidak dilakukan refluks.

5). Penentuan stage minimum

$$N_m = \frac{\log \left(\frac{x_{LK,D} \cdot D}{x_{HK,D} \cdot D} \cdot \frac{x_{HK,w} \cdot W}{x_{LK,w} \cdot W} \right)}{\log(\alpha_{LK,av})}$$

$$N_m = -0.7 \text{ plate}$$

Jumlah plat minimum = 0 plate

Keterangan:

N_m = jumlah *plate* minimum

$(X_{lk}, X_{hk})_d$ = fraksi mol komponen *light key* dan *heavy key* distilat

$(X_{lk}, X_{hk})_w$ = fraksi mol komponen *light key* dan *heavy key* bottom

$\alpha_{lk,avg}$ = relatif volatilitas rata-rata *light key*

Dari perhitungan diatas terlihat tidak dibutuhkan plate pada menara distilasi.

Penentuan plate Aktual

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 1 - \text{Exp} \left[\left(\frac{(1 + (54.4\psi))}{(11 + (117.2\psi))} \right) * \left(\frac{\psi - 1}{\psi^{0.5}} \right) \right] \quad (\text{perry, prs } 13.31)$$

$$R = \frac{D}{L}$$

$$R = \frac{D}{L}$$

$$R = \frac{1211,64}{4052,53}$$

$$R = 0,3$$

$$\Psi = \frac{(R - R_{\min})}{(R + 1)}$$

$$\Psi = \frac{(0,3 - (-4,37))}{(0,3 + 1)}$$

$$\Psi = 3,6$$

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 1 - \text{Exp} \left[\left(\frac{(1 + (54.4(3,6)))}{(11 + (117.2(3,6)))} \right) * \left(\frac{(3,6) - 1}{(3,6)^{0.5}} \right) \right]$$

$$\frac{N - (-4,37)}{N + 1} = 1 - 1,865$$

$$N + 4,37 = -0,865 (N + 1)$$

$$1,865 N = -0,865 - 4,37$$

$$N = -2,8$$

Dari kondisi ini maka dipilih jumlah plate teoritis (N) = 0

Menentukan volume reactor distilasi

$$(-r_A)V = N_{ao} \frac{dX}{dt} \dots\dots\dots(17)$$

Persamaan (17) dan (2) menjadi

$$\frac{V}{N_{Ao}} dt = \frac{dX}{k1 \left(\frac{NAo/Vo}{(1 + \epsilon X)} \right)^2 \left[(1 - X)^2 - \left(\frac{X^2}{(1 + \epsilon X)} \right) \left\langle \frac{139}{(140)^2} \right\rangle \frac{P}{P_o} \frac{T}{T_o} \frac{1}{K} \right]}$$

$$\frac{V}{N_{Ao}} dt = \frac{dX}{k1 \left(\frac{N_{Ao}}{Vo} \right)^2 \left[(1 - X)^2 - (X^2) \left\langle \frac{139}{(140)^2} \right\rangle \frac{P}{P_o} \frac{1}{K} \right]}$$

$$k1 \left(\frac{N_{Ao}}{Vo} \right)^2 \frac{V}{N_{Ao}} dt = \frac{dX}{\left[(1 - X)^2 - (X^2) \left\langle \frac{139}{(140)^2} \right\rangle \frac{P}{P_o} \frac{1}{K} \right]}$$

$$k1 \frac{N_{Ao} V}{V_o^2} dt = \frac{dX}{\left[(1 - X)^2 - (X^2) \left\langle \frac{139}{(140)^2} \right\rangle \frac{P}{P_o} \frac{1}{K} \right]}$$

$$\frac{dX}{\left[(1 - X)^2 - X^2 \left\langle \frac{139}{(140)^2} \right\rangle \frac{P}{P_o} \frac{1}{K} \right]} = k1 \frac{N_{Ao} V}{V_o^2} dt$$

↘ Diselesaikan dengan simson rule

Penyelesaian simson rule. Y = Δx/3 (Σf(X))

Σf(X) = yo + (4 x y1) + (2 x Y2) + (4 x y3) + y4

penyelesaian dengan persamaan simson rule

ΔX 0.2375

x	Y	1/Y	f(X)
0	1	0	0
0.2375	0.943593538	1.059778	4.239113
0.475	0.774374153	1.291365	2.582731
0.7125	0.492341844	2.031109	8.124436

0.95	0.097496611	10.25677	10.25677
$\Sigma f(X)$			25.20305
Hasil simson rule			1.995241

$$1,995 = k1 \frac{N_{Ao} V}{V_o^2} t$$

$$V = \frac{1,995 V_o^2}{k1 N_{Ao} t}$$

$$V = \frac{1,995 (2,77 m^3)^2}{10,44 \frac{L}{kmol \min} \left[\frac{10^{-3} m^3}{L} \right] (2,42 kmol) 0,117 jam \left[\frac{60 \min}{jam} \right]}$$

$$V = 86,31 m^3$$

Tinggi Reaktor

$$\text{Tinggi reaktor (h)} = \frac{V}{A}$$

$$\text{Tinggi reaktor (h)} = \frac{V}{\frac{\pi D^2}{4}}$$

$$\text{Tinggi reaktor (h)} = \frac{86,31 m^3}{\frac{3,14 (1,7 m)^2}{4}}$$

$$\text{Tinggi reaktor (h)} = 38 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Kolom distilasi} &= \text{Tinggi Reaktor (h)} - \text{Tinggi reaktor fixed bed (z)} \\ &= 38 - 3,11 = 34,89 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung Tebal dan Diameter Tutup Reaktor

Digunakan *Torispherical Dished* (Tekanan operasi > 200 psi)

Tebal *top* dihitung dengan persamaan :

$$t_h = \frac{P.r.W}{2fE - 0,2P} + C \quad (\text{Pers. 7.77 Brownell \& Young, 1959})$$

$$t_h = \frac{0,018 \times 180 \times 2,3422}{2 \times 33730 \times 0,75 - 0,2 \times 0,018} + 0,125$$

$$t_h = 0,125 \text{ in}$$

dipilih tebal standar = 3/16 in

Keterangan :

t_h = Tebal *vessel*, inchi

p = Tekanan desain reaktor, psi

E = Efisiensi pengelasan, 0,75

d = Diameter dalam *shell*, inchi

f = *Tensile strength*, psi

C = *Corrosion allowed*, 0,125 in

V = *Stress-intensification factor*

Dari Tabel 5.7 B & Y untuk OD = 30 in dan $t_h = 3/16$ in :

icr : *inside radius corner* = 1 7/8 in

r : *radius dish* = 30 in

Dari Tabel 5.8 B & Y untuk $t_h = 3/16$ in

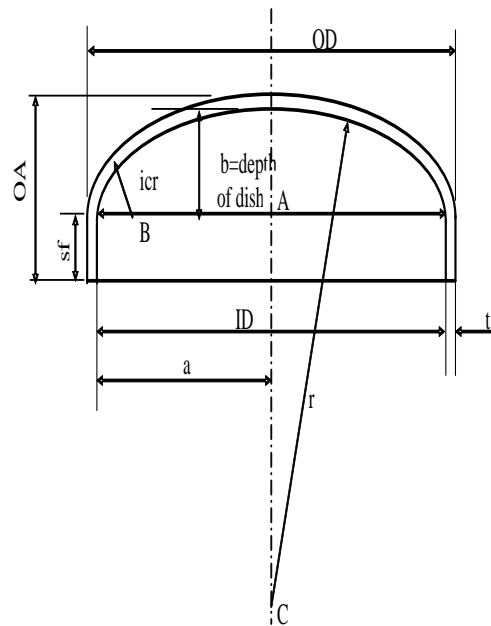
sf : *straight flange* = 2 in = 0,0508 m,

sehingga

$$\text{Diameter top} = \text{OD} + \frac{\text{OD}}{24} + 2 \text{ sf} + 2/3 \text{ irc} \quad (\text{Persamaan 5.12 B \& Y, 1959})$$

$$= 35,5 \text{ in} = 0,9017 \text{ m}$$

Spesifikasi top :

Gambar.F.6. Spesifikasi *tutup*

Keterangan :

t_h = Tebal *tutup* (in)

icr = *Inside corner radius* (in)

r = *Radius of dish*(in)

sf = *Straight flange* (in)

OD = Diameter luar (in)

ID = Diameter dalam (in)

b = *Depth of dish* (in)

OA = Tinggi *tutup* (in)

Menghitung Spesifikasi top :

Depth of dish (b)

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2} \quad (\text{Brownell and Young, 1959.hal.87})$$

$$= 4,8678 \text{ in}$$

Tinggi tutup (OA)

$$\begin{aligned} \text{OA} &= t_h + b + sf \\ &= (3/16 + 4,8678 + 2) \text{ in} \\ &= 7,0553 \text{ in} \\ &= 0,1792 \text{ m} = 0,5879 \text{ ft} \end{aligned}$$

C. Merancang Koil Pemanas

Reaktor beroperasi secara isothermal. Karena reaksi endotermis, panas yang dibutuhkan reaksi harus ditransfer (diserap) ke reaktor untuk mencegah penurunan temperatur. Koil pemanas digunakan untuk menjaga temperatur reaktor pada 275 °C.

Pertimbangan penggunaan koil :

- Koil bisa langsung bersinggungan dengan fluida, sehingga transfer panas bisa efektif
- Luas transfer panas koil bisa diatur
- Panas tercampur lebih homogen didalam fluida
- Paling murah (Kern, 1950, pp. 720)

Digunakan *Steam* sebagai pemanas pada reaktor :

Kebutuhan Pemanas :

$$\text{Massa steam} = 14.895 \text{ kg/jam} = 32.838 \text{ lb/jam}$$

Sifat steam pada suhu rata-rata = 325 °C		
$\rho =$	11,11	lb/ft ³
$\mu =$	0,002 cP	= 0,005 lb/ft.jam
$C_p =$	2.412,2	Btu/lb°F
$k =$	1,1	Btu/jam.ft.°F

Trial pemilihan pipa standar (Tabel. 13, Timmerhaus, 1991) :

Dipilih *tube* :

NPS = 1 in

OD = 1,32 in = 0,11 ft

ID = 1,049 in = 0,087417 ft

$a_t'' = 0,344 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$a' = 0,864 \text{ in}^2/\text{tube} = 0,006 \text{ ft}^2/\text{tube}$

<i>Hot Fluid</i>	°F	<i>Cold fluid</i>	<i>Temp. diff</i>	°F
662	<i>Higher Temp</i>	527	135	Δt_2
572	<i>Lower Temp</i>	527	45	Δt_1
90	<i>Temp diff</i>	0	90	$\Delta(t_2 - t_1)$

Sehingga :

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta(t_2 - t_1)}{\text{Ln}\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$= 81,92^\circ\text{F}$$

- Fluks Massa Pemanas Total (G_{tot})

$$G_{\text{tot}} = \frac{w}{a_t}$$

$$= \frac{32.838 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{0,006 \text{ ft}^2} = 5.473.000 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam}$$

- Fluks Massa Tiap Set Koil

$$G_i = \rho_c \times v_c$$

Kecepatan medium pemanas di dalam pipa umumnya berkisar 1,5-2,5

m/s.

Dipilih : $V_c = 2,5 \text{ m/s} = 8,20 \text{ ft/s}$.

$$G_i = \rho_c \times v_c$$

$$\begin{aligned} G_i &= 11,11 \times 8,2021 = 91,1253 \text{ lb/s.ft}^2 \\ &= 328.051,08 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

- Jumlah Set Koil (N_c)

$$N_c = \frac{G_{c,tot}}{G_i}$$

$$N_c = \frac{5.473.000}{328.051,08} = 16,68 \text{ set koil} = 17 \text{ set koil}$$

- Koreksi Fluks Massa Tiap Set Koil ($G_{i,kor}$)

$$G_{i,kor} = \frac{G_{c,tot}}{N_c}$$

$$G_{i,kor} = \frac{5.473.000}{17} = 321.941,1764 \text{ lb / jam.ft}^2$$

- Cek Kecepatan Medium Pemanas ($V_{c,cek}$)

$$V_{c,cek} = \frac{G_i}{\rho_c}$$

$$V_{c,cek} = \frac{328.051,08}{11,11} = 29.527,55 \text{ ft/ jam} = 2,5 \text{ m/ s}$$

(masuk dalam range/memenuhi standar 1,5 – 2,5 m/s)

- Beban Panas Tiap Set Koil (Q_{ci})

Asumsi : beban panas terbagi merata pada tiap set koil

$$\begin{aligned} Q_c &= 1814504,5680 \text{ kj/jam} \\ &= 1719818,4944 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$Q_{ci} = \frac{Q_c}{N_c}$$

$$Q_{ci} = \frac{4.642.937}{17} = 273.114 \text{ Btu / jam}$$

- Luas Perpindahan Panas Tiap Set Koil

$$A_{ci} = \frac{Q_{ci}}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$\begin{aligned} A_{ci} &= \frac{273.114}{(75)(81,92)} \\ &= 44,45 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

- Jarak Antar Pusat Koil (J_{sp})

$$J_{sp} = 2 \times OD_{koil}$$

$$\begin{aligned} J_{sp} &= 2 \times 0,11 \\ &= 0,22 \text{ ft} \end{aligned}$$

- Panjang Satu Putaran Heliks Koil (L_{he})

$$L_{he} = \frac{1}{2} \text{ putaran miring} + \frac{1}{2} \text{ putaran datar}$$

$$L_{he} = 1/2\pi \cdot r_{he} + 1/2\pi \cdot d_{he}$$

Diameter *spiral* atau heliks koil = 0,7-0,8 Dv (Rase, 1977)

$$D_{spiral} (d_{he}) = 0,8 (5,9357 \text{ ft})$$

$$= 2,0337 \text{ m}$$

$$= 6,6724 \text{ ft}$$

$$L_{he} = 1/2\pi(d_{he}^2 + J_{sp}^2)^{1/2} + 1/2\pi \cdot d_{he}$$

$$L_{he} = 1/2\pi(6,6724^2 + 0,22^2)^{1/2} + 1/2\pi \cdot 6,6724$$

$$= 20,9570 \text{ ft}$$

- Panjang Koil Tiap Set (L_{ci})

$$L_{ci} = \frac{A_{ci}}{a_t}$$

$$L_{ci} = \frac{43,7216}{0,344}$$

$$= 127,0977 \text{ ft}$$

- Jumlah Putaran Tiap Set Koil

$$N_{pc} = \frac{L_{ci}}{L_{he}}$$

$$N_{pc} = \frac{127,0977 \text{ ft}}{20,9570 \text{ ft}}$$

$$= 6,0647 \text{ putaran} = 6 \text{ putaran}$$

- Koreksi Panjang Koil Tiap Set

$$L_{ci,kor} = N_{pc} \times L_{he}$$

$$L_{ci,kor} = 6 \times 20,9570$$

$$= 125,7422 \text{ ft}$$

- Tinggi Koil (H_c)

$$H_c = J_{sp} \times OD \times N_c$$

$$H_c = 0,22 \times 0,11 \text{ ft} \times 17$$

$$= 0,327 \text{ ft}$$

$$= 0,09965 \text{ m}$$

- Volume Koil (V_c)

$$V_c = N_c \left(\frac{\pi}{4} (OD)^2 L_{ci} \right)$$

$$V_c = 17 \left(\frac{\pi}{4} \times 0,11^2 \times 125,7422 \right) = 20,3 \text{ ft}^3 = 0,57 \text{ m}^3$$

Cek tinggi cairan setelah ditambah koil (H_L)

Tinggi koil harus lebih kecil dari pada tinggi cairan setelah ditambah koil agar seluruh koil tercelup dalam cairan

$$H_L = \frac{V_{cair} + V_{koil}}{\left(\frac{\pi}{4} D_{vessel}^2 \right)}$$

$$= \frac{0,41 + 0,57}{3,14 / 4 (1,69^2)}$$

$$= 0,45 \text{ m}$$

$H_L = 0,45 \text{ m} > H_c = 0,09965 \text{ m}$, berarti semua koil tercelup semua di dalam cairan

- Koefisien transfer panas fluida sisi dalam *tube*:

$$h_i = J_H \left(\frac{k}{ID} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \quad (\text{Pers. 6.15, Kern})$$

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{ID \cdot G_t}{\mu} \\
 &= \frac{(0,087417)(486797,3167)}{0,63151} = 67385,0945
 \end{aligned}$$

$$J_H = 170$$

$$\begin{aligned}
 h_i &= 170 \left(\frac{0,35432413}{0,087} \right) \left(\frac{(0,0011)(0,631)}{0,35432413} \right)^{1/3} \\
 &= 86,6538 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka } h_{i0} \text{ koil} &= h_{i0} \text{ pipa} \left(1 + 3,5 \left(\frac{D_{koil}}{D_{spiral}} \right) \right) \\
 &= 86,6538 \left(1 + 3,5 \left(\frac{0,087417}{5,2990} \right) \right) \\
 &= 91,6571 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

koefisien transfer fluida sisi luar koil :
 $\Delta T = 302 - (-28,3) = 330,3 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$t_f = (302 + (-28,3))/2 = 136,85 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\frac{\Delta T}{OD} = 330,3/1,32 = 250,2273$$

$$h_o = 116 \left(\left(\frac{k f^3 \times \rho^2 \times C_f \times \beta}{\mu_f} \right) \left(\frac{\Delta T}{OD} \right) \right)^{0,25} \quad (\text{pers 10.14 Kern 1950})$$

$$\text{Dari Fig 10.4 Kern diperoleh } \frac{k^3 \times \rho^2 \times C \times \beta}{\mu} = 0,014$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka } h_o &= 116 (0,014 \times 250,2273)^{0,25} \\
 &= 158,6988 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Menghitung *clean overall coefficients* (U_c)

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} \\
 &= \frac{158,6988 \times 91,6571}{158,6988 + 91,6571} \\
 &= 58,1008 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Diambil $R_d = 0,001$

(Tabel 12 Kern, 1950)

$$\begin{aligned}
 U_D &= \frac{1}{\left(\frac{1}{U_c} + R_d \right)} \\
 &= \frac{1}{\left(\frac{1}{58,1008} + 0,001 \right)} \\
 &= 54,9105
 \end{aligned}$$

Batasan U_D untuk light – light organik adalah 40-75 maka nilai U_D yang didapat dari hasil hitungan adalah 54,9105 memenuhi batas.

- Cek *Dirt Factor*

Dari tabel 12 Kern, 1965, R_d ketentuan untuk *Steam* = 0,002

Syarat : $R_d < R_d$ ketentuan

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$R_d = \frac{58,1008 - 54,9105}{58,1008 \times 54,9105} = 0,0011 > 0,002 \text{ (memenuhi)}$$

- Cek *Pressure Drop*

Syarat : < 2 psi

$$R_{ei} = \frac{ID \times G_i}{\mu_c}$$

$$R_{ei} = \frac{0,087417 \times 243398,6583}{0,6315} = 33693,0808$$

Faktor friksi :

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{R_{ei}^{0,42}}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{33693,0808^{0,42}} = 6,8116 \times 10^{-5}$$

- *Pressure Drop*

$$\Delta P = \frac{4 \cdot f \cdot G_i^2 \cdot L_i}{2g \cdot \rho_c^2 \cdot ID}$$

$$\Delta P = \frac{4(6,8116 \cdot 10^{-5})(243398,6583^2)133,1672}{2(4,18 \times 10^8)(12,94^2)(0,087417)} = 0,6705 \text{ psi}$$

kesimpulan

Alat	Reaktor destilasi
Kode	R-302
Fungsi	Tempat mereaksikan <i>bi-(hydroxyethyl) terephthalate</i> (BHET) sebanyak 5.262,65 kg dengan sesamanya membentuk polimer <i>Polyethylene Terephthalate</i> (PET) dengan bantuan Katalis Sb_2O_3 (<i>Antimony Trioxide</i>), sekaligus memisahkan produk PET dengan <i>Ethylenen glicol</i> (EG)
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>torispherical</i>

Bahan	<i>Stainless steel Grade SA-240 tipe 304</i>
Suhu	275 °C
Tekanan operasi	0,1 atm
Dimensi kolom	<ul style="list-style-type: none">• Diameter : 1,69 m• Tinggi reactor fixed bed : 2,205 m• Tinggi kolom distilasi : 35,8 m• Tebal dinding : 0,125 in
Jumlah	1