

LAMPIRAN A

LAMPIRAN A

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan umpan berupa etilen sebanyak 2118,22 kg/jam dan oksigen sebanyak 1208,255 kg/jam sehingga menghasilkan produk acetaldehyde sebanyak 3326,667 kg/jam.
Jenis	: Reaktor <i>fixed bed multitubular</i> dilengkapi dengan pendingin.
Fase	: Gas
Kondisi Operasi	
T	: 100 °C
P	: 8
Katalis	: PdCl ₂

1. Uraian Proses dan Persamaan Reaksi

Reaksi antara etilen dan oksigen menjadi acetaldehyde terjadi pada suhu 80-100 °C dengan katalis padat *paladium clorida*. Reaksi terjadi permukaan padatan katalis sedangkan reaktan masuk reaktor pada fase gas. Kondisi operasi reaktor ini adalah adiabatik dan isothermal pada suhu gas 80-100 °C dan tekanan 8 atm. Konversi reaktan menjadi asetaldehid sebesar 95 %. Dalam kinetik kimia, suatu konstanta laju reaksi atau koefisien laju reaksi k mengukur dari suatu reaksi kimia. Nilai k dalam reaksi ini didapat dari jurnal sebesar 1,11 mol h⁻¹ g⁻¹ (Ko,et al, 1995). Persamaan reaksi yang terjadi adalah:



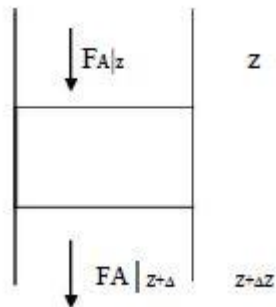
2. Persamaan-Persamaan Matematis Reaktor

Tabel A-1 Neraca Massa Reaktor

Fomula	BM kg/kgmol	INPUT		OUTPUT	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C2H4	28	75,516	2118,222	3,776	105,9111
O2	32	37,758	1208,255	1,888	60,41274
N2	28	142,042	3977,172	142,042	3977,172
CH3CHO	44	0	0	71,740	3156,566
H2O	18	0	0	0	0
Total			7303,65		7303,6

a. Persamaan neraca massa pada elemen volume

Penyusunan neraca massa dibuat pada elemen volume di sebuah pipa dalam reaktor. Dalam hal ini diasumsikan tidak ada distribusi komposisi arah radial, sehingga arah axial saja yang ditinjau (karena $L/D \gg$)



Rate of input – rate of output – rate of reaction = rate of accumulation

$$F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z} - (-r_A) \cdot V = 0$$

$$F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z} - (-r_A) \cdot \frac{\pi ID^2}{4} \cdot \Delta Z \cdot Nt = 0$$

$$F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z} = (-r_A) \cdot \frac{\pi ID^2}{4} \cdot \Delta Z \cdot Nt$$

$$\frac{F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z}}{\Delta Z} = (-r_A) \cdot \frac{\pi ID^2}{4} \cdot Nt$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z}}{\Delta Z} = (-r_A) \cdot \frac{\pi ID^2}{4} \cdot Nt$$

$$\frac{-dF_A}{dZ} = (-r_A) \frac{\pi ID^2}{4} Nt$$

Dimana :

$$F_A = F_{A0}(1-X)$$

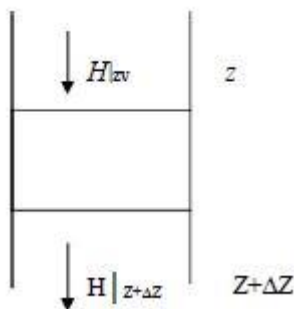
$$dF_A = -F_{A0}.dx$$

Sehingga diperoleh :

$$\frac{F_{A0}.dx}{dZ} = (-r_A) \cdot \frac{\pi ID^2}{4} Nt$$

$$\frac{dx}{dZ} = (-r_A) \cdot \frac{\pi ID^2 Nt}{4.F_{A0}} \dots\dots\dots(1)$$

b. Persamaan neraca panas pada elemen volume



Heat of input – Heat of output + Heat of generation - Heat transfer = Acc

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot V - U_d Nt \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 \Delta z Nt - U_d Nt \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} = -(-r_A) \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 \Delta z Nt + U_d Nt \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$\frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 Nt + U_d Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 Nt + U_d Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$-\frac{dH}{dz} = -(-r_A) \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 Nt + U_d Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$\frac{dH}{dz} = (-r_A) \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 Nt - U_d Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

Dimana :

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

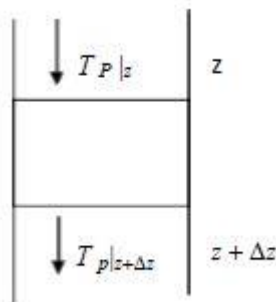
$$dH = \sum F_i \cdot C_{p,i} \cdot dT$$

sehingga :

$$\sum F_i \cdot C_{p,i} \cdot \frac{dT}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot Nt - U_d \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{FA_0 \cdot (\Delta HR) \frac{dx}{dz} - U_d \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)}{\sum F_i \cdot C_{p,i}} \dots\dots\dots(2)$$

c. Persamaan neraca panas pendingin



Heat of input – Heat of output + Heat transfer = Acc

$$W_p \cdot C_{p,p} \cdot T_p|_z - W_p \cdot C_{p,p} \cdot T_p|_{z+\Delta z} + U_d \cdot Nt \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p) = 0$$

$$W_p \cdot C_{p,p} \cdot T_p|_z - W_p \cdot C_{p,p} \cdot T_p|_{z+\Delta z} = -U_d \cdot Nt \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{W_p \cdot C_{p,p} \cdot T_p|_z - W_p \cdot C_{p,p} \cdot T_p|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -U_d \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{W_p \cdot C_{p,p} \cdot T_p|_z - W_p \cdot C_{p,p} \cdot T_p|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -U_d \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$-\frac{dT_p}{dz} = -\frac{U_d \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{p,p}}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_d \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{p,p}} \dots\dots\dots(3)$$

d. Pressure drop

Pressure drop pada reaktor dicari menggunakan persamaan Ergun (Fogler, p.159)

$$\frac{dP}{dz} = -\frac{Gt}{\rho_{g,g,Dp}} \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150 \cdot (1-\varepsilon) \cdot \mu}{Dp} + 1.75 \cdot Gt \right] \dots\dots\dots(4)$$

Persamaan 1,2,3, dan 4 merupakan persamaan differensial simultan. Maka digunakan metode euler untuk menyelesaikannya, sehingga diperoleh konversi reaksi, panjang reaktor, suhu reaksi keluar dan pendingin keluar.

3. Langkah perancangan

a. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor jenis fixed bed multitube melalui pertimbangan

- Reaksi berada dalam fasa gas dengan katalis padat
- Umur katalis panjang
- Tidak perlu pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- Pengendalian suhu relatif mudah karena memakai shell and tube
- Pressure drop gas pada fixed bed lebih kecil dibandingkan dengan reaktor fluidized bed.
- Konstruksi reaktor lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor fluidized bed sehingga biaya pembuatan oprasional dan perawatan relatif murah.

(Charles G Hill, p 425-431)

b. Menentukan Bahan Konstruksi

Daam perancangan digunakan bahan konstruksi stainless steel SA 167 grade 11 tipe 316 dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Memiliki allowable stress cukup besar
- Harga relatif murah
- Tahan korosi

c. Perhitungan Data Fisis

1. Menghitung Panas Reaksi

Panas reaksi dapat dihitung dengan :

$$(\Delta HR^0) = (\Sigma \Delta Hf^0)_{\text{produk}} - (\Sigma \Delta Hf^0)_{\text{reaktan}}$$

Tabel A-2 data panas pembentukan

komponen		Hf (KJ/kmol)	Hf(KJ/mol)
CH3CHO	ACETALDEHYDE	-166378,603	-166,379
C2H4	ETHYLENE	52286,321	52,286
O2	OXYGEN	0	0
N2	NITROGEN	0	0

$$\begin{aligned}
 (\Delta HR^{0298}) &= (\Sigma \Delta H_f^0)_{\text{produk}} - (\Sigma \Delta H_f^0)_{\text{reaktan}} \\
 &= (\Delta H_f^0 \text{ CH}_3\text{CHO}) - (\Delta H_f^0 \text{ C}_2\text{H}_4 + \Delta H_f^0 \text{ O}_2) \\
 &= (-166378,603) - (52286,321 + 0) \\
 &= -218664,924 \text{ KJ/Kmol}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas didapatkan bahwa (ΔHR^{0298}) bernilai negatif sehingga reaksi ini bersifat eksotermis. Nilai Q yang diperoleh sebesar 7861200,96 KJ/Jam

2. BM Rata Rata Gas

$$BM_G = \frac{\sum Y_i B_{mi}}{N}$$

Dimana :

Y_i = fraksi mol komponen i

B_{mi} = BM komponen i

Didapatka berat molekul rata-rata gas = 33 kg/kmol

3. Z umpan msauk reaktor

Berdasarkan fig, 3.15 (smith van Ness), untuk menentukan Z menggunakan koefisien virial dengan menggunakan persamaan 3.61 sampai 3.66

$$\begin{aligned}
 B^0 &= \frac{BP_c}{RT_c} = B^0 + \omega B^1 \\
 Z &= 1 + \frac{BP}{RT} = 1 + B^0 \frac{P_r}{T_r}
 \end{aligned}$$

$$Z = 1 + \left[\frac{BP_c}{RT_c} \right] \left[\frac{P_r}{T_r} \right]$$

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

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

$$\frac{BP_c}{RT_c} = B^0 + \omega B^1$$

Tabel A-3 Data Z umpan masuk reaktor

Komponen	Yi	Tr	Pr	Bo
a asetildehid	0,0000	0,7225	0,1270	-0,6268
n etilen	0,2961	1,3210	0,1611	-0,1873
oksigen	0,1478	0,5764	0,0368	-0,9360
J Nitrogen	0,5560	373,0000	8,1060	0,0830
TOTAL	1,0000	375,6199	8,4308	-1,6672

tan

komponen	BPc/RTc	Pr/Tr	Z	Yi.Z
asetildehid	-0,9673	0,1757	0,8300	0,0000
etilen	-0,1800	0,1219	0,9780	0,2896
oksigen	-1,4883	0,0638	0,9051	0,1338
Nitrogen	0,2220	0,0217	1,0048	0,5587
total	-2,4137	0,3832	3,7180	0,9822

Maka dari data dan perhitungan diatas diperoleh Z umpan masuk reaktor adalah 0,9822

4. Volume gas masuk reaktor

$$V_g = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P}$$

Dimana :

N = mol umpan, mol/detik = 66,8791 mol/s

R = konstanta gas, $\text{cm}^3 \text{ atm/gmol K} = 82,05 \text{ cm}^3 \text{ atm/gmol K}$ T = Temperatur K=598 K

P = tekanan atm = 1tm

Didapatkan laju alir volumetri (V_g) = 0,2666 m^3/s

5. Densitas gas campuran

$$\rho_G = \frac{P \cdot M_G}{R \cdot T \cdot Z}$$

Didapatkan densitas gas campuran (ρ_G) = 0,0076095 gr/cm³

6. Viskositas Umpan (μ)

Viskositas fas gas dihitung dengan persamaan empiris :

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

Berikut data konstanta untuk perhitungan viskositas :

Tabel A-4. Data konstanta perhitungan viskositas

Komponen		A	B	C
CH3CHO	asetildehyd	0,069	3,02E-01	-4,24E-05
C2H4	etilen	-3,985	3,87E-01	-1,123E-04
O2	oksigen	42,606	4,75E-01	-9,88E-05
N2	Nitrogen	4,4224E+01	5,6200E-01	-1,13E-04

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

Sehingg diperoleh $\mu_{\text{gas}} = 0,00002$ kg/m.s

7. Konduktivitas Umpan (K)

Menentukan konduktivitas campuran gas digunakan persamaan :

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

Berikut data konstanta untuk perhitungan konduktivitas :

Tabel A-5. Data konstanta konduktivitas

Komponen		A	B	C
CH3CHO	asetildehyd	-0,00181	2,1187E-05	8,0192E-08
C2H4	etilen	-0,00123	3,6219E-05	1,2459E-07
O2	oksigen	0,00121	8,6157E-05	-1,3346E-08
N2	Nitrogen	0,00309	7,59E-05	-1,10E-08

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

Lanjutan

Komponen		yi	k _{gas}	yi.k _{gas}
			W/m.K	W/m.K
CH3CHO	asetildehyd	0,000	0,017	0,000
C2H4	etilen	0,296	0,030	0,009

O ₂	oksigen	0,148	0,031	0,005
N ₂	Nitrogen	0,556	0,030	0,017
TOTAL		1,000	0,108	0,030

Sehingga diperoleh k campuran = 0,030 W/m.K

d. Menentukan spesifikasi shell and tube

- Pemilihan tempat katalisator (*tube*)
- Katalisator

Katalis yang dipakai adalah paladium clorida. Dimensi katalis yang dipakai:

Diameter	= 5 mm
Bentuk	= sphere
Densitas	= 4 gr/cm ³
Porositas	= 0,4

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh ratio D_p/D_T terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi katalisator dibanding dengan pipa kosong yaitu h_w/h , telah diteliti oleh Colburns (Smith, 1981).

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

Dipilih $D_p/D_t = 0,15$ karena memberikan nilai h_w/h yang paling besar (transfer panas yang baik)

Dimana:

D_p : Diameter katalisator, cm

D_T : diameter tube, inchi

h_w = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h_i = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi kosong, cal/j.cm².K

Sehingga :

$$D_p/D_T = 0,15$$

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

1. Jenis dan Ukuran Tube

Dari hasil perhitungan, diambil ukuran pipa standart, (Kern Q. D, 1950)

Ukuran pipa IPS	= 3 in
OD	= 3,5 in
ID	= 3,068 in
Flow area perpipa	= 7,380 in ²
Schedule number	= 40

Pipa tersusun secara triangular pitch

2. Menghitung mass velocity umpan

(Gt) Asumsi Re = 2500 (Transisi)

$$Gt = \mu \cdot NRe / Dt = 2206,1309 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

Keterangan : μ = viskositas umpan (g/cm dtk)

Dt = iner diameter

3. Menentukan luas penampung total (A_T) dan jumlah tube

- $A_t = G/Gt = 3,1645 \text{ m}^2$
- Jumlah tube (N_t) = 664 buah

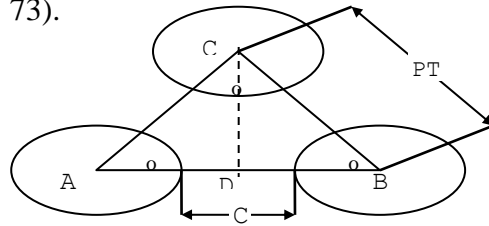
4. Lay out pipa dalam reaktor

Susunan tube = Triangular

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch, dengan alasan :

- Turbulensi yang terjadi pada susunan segitiga sama sisi lebih besar dibandingkan dengan susunan bujur sangkar, karena fluida yang mengalir di antara pipa yang letaknya berdekatan akan langsung - menumbuk pipa yang terletak pada deretan berikutnya.
- Koefisien perpindahan panas konveksi (h) pada susunan segitiga 25% lebih tinggi dibandingkan dengan fluida yang mengalir dalam

shell pada susunan segi empat (Agra, S.W., Perpindahan Panas, p 7-73).



$$\text{Pitch tube (Pt)} = 1,25 \times \text{ODt} = 4,375 \text{ in} = 11,112 \text{ cm}$$

$$\text{Clearance (C')} = \text{Pt} - \text{ODt} = 0,875 \text{ in} = 2,222 \text{ cm}$$

5. Diameter dalam shell

Untuk menghitung diameter shell, dicari luas penampang shell total

luas shell = luas segitiga

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

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

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

Sehingga :

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

$$= 297,57 \text{ cm}$$

$$= 2,9757 \text{ m}$$

$$= 117,15 \text{ in}$$

6. Baffle space (B)

$$\text{Baffle space (B)} = 0,25 \times ID_s = 29,287 \text{ in (Kern Q. D, 1965)}$$

7. Flow area shell

$$a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot PT} = 0,33 \text{ ft}^2$$

Keterangan :

ID_s = diameter dalam shell (in)

C' = jarak antara tube (in)

B = baffle spacing (in)

8. Massa velocity sisi shell (air pendingin)

ws (laju air pendingin) = 862,57 kg/jam

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} = 26063,6 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

9. Bilangan reynold sisi shell (*downtherm* RP)

- T = 30 °C

- Cp = 0,2183 cal/g.K

- Densitas, ρ = 1,0223g/cm³

- Konduktifitas termal, K = 1,119 cal/jam cm K

- Viskositas, μ = 22,8274 g/cm jam

Res = $\frac{De \times Gt}{\mu}$ = 8846,46 (aliran turbulen)

μ

10.

e. Mechanical Design

1. Tube

Susunan pipa = Triangular

Ukuran pipa (kern ,1983)

Diameter Nominal (IPS) = 3,00 in

Schedule number = 40

Diameter luar (OD) = 3,5 in

Diameter dalam (ID) = 3,068 in

Luas penampang pipa = 7,380 in²

Luas permukaan luar perpanjang pipa = 0,917 ft²/ft

Luas permukaan dalam perpanjang pipa = 0,804 ft²/ft

Panjang pipa = 3,89 m

Jarak antar 2 pusat pipa (PT) = 4,375 in

Clearance (C = PT-OD) = 0,875 in

Jumlah pipa = 650 buah

2. Shell

a. Tekanan design (max overdesign 20%)

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,7 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$P \text{ design} = 17,64 \text{ psi}$$

b. Bahan konstruksi shell

Dipilih material : Stainless Steel SA 167 grade 11 tipe 316

c. Tebal dinding shell

Tebal dinding shell dihitung dengan persamaan:

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

(Brownell, 1959)

Dari tabel 13.1, Brownell, 1959. diperoleh :

$$\text{Tekanan yang diijinkan (f)} = 12.650 \text{ psi}$$

$$\text{Efficiency pengelasan (E)} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi (c)} = 0,125$$

$$\text{Dengan IDs} = 117,1545 \text{ in}$$

$$ts = 0,22 \text{ in}$$

$$= 0,25 \text{ in (standar)}$$

$$\text{Ods} = \text{IDs} + 2(\text{shell})$$

$$= 117,1545 + 2(0,25)$$

$$= 117,654 \text{ in}$$

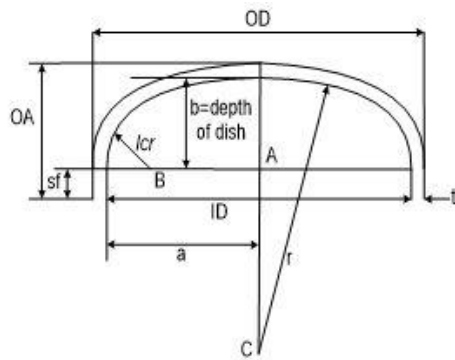
$$= 2,00 \text{ m}$$

dari tabel 5.7, Brownell,1959. dipilih OD standar = 120 in = 3,048 m

3. Head Reaktor

a. Bentuk head : elipstical head

Dapat digunakan untuk vessel dengan tekanan antara 15 -200 psig, (Brownell and Young,1959).di gunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis, (Coulson P.818)



b. Bahan Konstruksi Head

Dipilih material : Stainless Steel SA 167 grade 11 tipe 316

c. Tebal Head (tH)

Untuk elipstical dished head, tebal head dihitung dengan persamaan persamaan 13.10 (Brownell and Young, 1959)

Dipilih tebah head standar = 0,25 in (brownell p.85)

d. Tinggi head (hH)

Dari tabel 5.7 Brownell dengan ODs =120 in dan ts = 0,25 in

Didapatkan:

I_{cr}	= 7,250 in
R	= 114 in
$a = I_{ds}/2$	= 58,5772 in
$AB = a - icr$	= 51,3272 in
$BC = r - icr$	= 106,7 in
$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$	= 93,601 in
B	= 20,399 in

Dari tabel 5.6 Brownell dengan th 0,25 in didapat sf = 2 in

$$\begin{aligned}
 hH &= th + b + sf \\
 &= 22,649 \text{ in} \\
 &= 0,575 \text{ in}
 \end{aligned}$$

4. Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned}h &= \text{panjang tube} + (2 \times \text{tinggi head}) \\ &= 198,84 \text{ in} \\ &= 5,05 \text{ m}\end{aligned}$$

5. Volume reaktor

$$\begin{aligned}\text{Volume head (Vh)} &= 0,000049 \text{ IDs}^3 && \text{(Brownell, 1959)} \\ &= 0,00129 \text{ m}^3 \\ \text{Volume shell (Vs)} &= \pi/4 \cdot (\text{IDs})^2 \cdot Z \\ &= 26,414 \text{ m}^3 \\ \text{Volume reaktor (Vr)} &= \text{Vs} + (2 \times \text{Vh}) \\ &= 26,42 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Keterangan : Z = paanjang tube (in)
Ids = diameter dalam shell (in)

6. Spesifikasi Nozzle

a. Diameter saluran gas umpan

$$D, \text{ optimum} = 260 G^{0,52} P^{-0,37}$$

$$G = \text{kecepatan umpan masuk} = 2,0288 \text{ kg/s}$$

$$P = \text{densitas gas umpan mix} = 0,76095 \text{ kg/m}^3$$

sehingga, diameter optimum = 20,70 in

$$\begin{aligned}\text{Dipilih ukuran standar} & \quad \text{ID} &= 21 \text{ in} \\ & \quad \text{OD} &= 22 \text{ in}\end{aligned}$$

b. Diameter saluran gas keluar

$$D, \text{ optimum} = 260 G^{0,52} P^{-0,37}$$

$$G = \text{kecepatan umpan masuk} = 2,4985 \text{ kg/s}$$

$$P = \text{densitas gas umpan mix} = 0,7532 \text{ kg/m}^3$$

sehingga, diameter optimum = 20,81 in

$$\begin{aligned}\text{Dipilih ukuran standar} & \quad \text{ID} &= 21 \text{ in} \\ & \quad \text{OD} &= 22 \text{ in}\end{aligned}$$

c. Diameter pendingin

$$\rho p = 1.3644 - (9.7073 \times 10^{-4} T_{out})$$

$$\rho_p = 1022,3 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 0,2681 \text{ kg/s}$$

$$\begin{aligned} D, \text{ optimum} &= 260 G^{0,52} p^{-0,37} \\ &= 0,0442 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih ukuran standar ID} = 0,269 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 0,405 \text{ in}$$

d. Diameter pendingin keluar

$$\rho_p = 1.3644 - (9.7073 \times 10^{-4} T_{out})$$

$$\rho_p = 858,7 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 0,2681 \text{ kg/s}$$

$$\begin{aligned} D, \text{ optimum} &= 260 G^{0,52} p^{-0,37} \\ &= 0,0472 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih ukuran standar ID} = 0,269 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 0,405 \text{ in}$$

7. Isolasi

Asumsi :

1. Keadaan stady state
2. Suhu keluar 30 °C
3. Suhu pendingin luar isolator 50 °C

Sifat – sifat fisis bahan :

- Bahan isolasi asbestos (kern, 1983)

$$K_{is} = 0,1734 \text{ W/m.C}$$

$$e = 0,96$$

- Sifat –sifat fisis udara pada suhu T_f (holman, 1988.)

$$T_f = 315,65 \text{ K}$$

$$\nu = 0,00002 \text{ m}^2/\text{s}$$

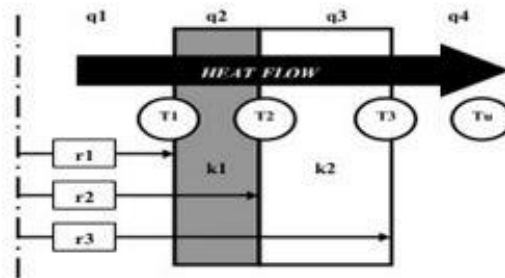
$$k = 0,02742627 \text{ W/m.C}$$

$$Pr = 0,70433808$$

$$\beta = 0,003168066 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 0,000019 \text{ kg/m.s}$$

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



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam shell

r_2 = jari-jari luar shell

r_3 = jari-jari luar setelah diisolasi

k_1 = tebal dinding shell

k_2 = tebal isolator

T_1 = suhu dinding dalam shell

T_2 = suhu dinding luar shell

T_3 = suhu isolator luar

T_4 = suhu udara luar

q_1 = konveksi bahan ke dinding dalam shell

q_2 = konduksi dalam shell ke luar shell

q_3 = konduksi luar shell ke permukaan luar isolator

q_4 = konveksi dan radiasi permukaan luar isolator ke udara

keadaan steady state $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 59 \text{ in} = 1,49 \text{ m}$$

$$r_2 = 60 \text{ in} = 1,52 \text{ m}$$

$$L = 3,8 \text{ m}$$

a. Perpindahan panas konduksi

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

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

b. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = h_c \cdot A (T_3^4 - T_v^4)$$

$$Q_D = h_c \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 L (T_3^4 - T_v^4)$$

Gr.Pr > dari 109 maka aliran turbulen sehingga biasa dipakai persamaan (Daftar 7-2, Holman, 1988) :

$$H_c = 1,31 * (\Delta T)^{1/2}$$

c. Panas radiasi

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

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

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

LAMPIRAN TABEL NERACA LABA RUGI

Keterangan	Tahun I	Tahun II	Tahun III	Tahun IV	Tahun V	Tahun VI
Asumsi Penjualan	89%	90%	95%	98%	98%	98%
Penjualan	Rp 105.567.273.780	Rp 111.777.113.414	Rp 117.986.953.048	Rp 121.712.856.829	Rp 121.712.856.829	Rp 121.712.856.829
Pengeharan	Rp 124.196.792.682	Rp 124.196.792.682	Rp 124.196.792.682	Rp 124.196.792.682	Rp 124.196.792.682	Rp 124.196.792.682
A. FIX COST (FC)						
Depresiasi	Rp 8.061.096.638	Rp 8.061.096.638	Rp 8.061.096.638	Rp 8.061.096.638	Rp 8.061.096.638	Rp 8.061.096.638
Biaya Peneliharaan	Rp 3.022.911.239	Rp 3.022.911.239	Rp 3.022.911.239	Rp 3.022.911.239	Rp 3.022.911.239	Rp 3.022.911.239
Biaya Asuransi	Rp 1.007.637.080	Rp 1.007.637.080	Rp 1.007.637.080	Rp 1.007.637.080	Rp 1.007.637.080	Rp 1.007.637.080
Pajak	Rp 964.505.200	Rp 964.505.201	Rp 964.505.202	Rp 964.505.203	Rp 964.505.204	Rp 964.505.205
Gaji Karyawan	Rp 21.854.400.000	Rp 21.854.400.000	Rp 21.854.400.000	Rp 21.854.400.000	Rp 21.854.400.000	Rp 21.854.400.000
Bunga Bank	Rp 2.386.531.806	Rp 2.386.531.806	Rp 2.386.531.806	Rp 2.386.531.806	Rp 2.386.531.806	Rp 2.386.531.806
Cicilan Bank	Rp 715.959.542	Rp 715.959.542	Rp 715.959.542	Rp 715.959.542	Rp 715.959.542	Rp 715.959.542
Total Biaya Fix Cost	Rp 38.013.041.505	Rp 38.013.041.506	Rp 38.013.041.507	Rp 38.013.041.508	Rp 38.013.041.509	Rp 38.013.041.510
B. Variabel Cost (VC)						
Bahan Baku	Rp 22.321.117.674	Rp 23.634.124.596	Rp 24.947.131.518	Rp 25.734.935.671	Rp 25.734.935.671	Rp 25.734.935.671
Listrik dan Bahan Bakar	Rp 771.580.157	Rp 816.967.225	Rp 882.354.293	Rp 889.586.534	Rp 889.586.534	Rp 889.586.534
Biaya lain-lain	Rp 13.253.880.000	Rp 14.033.520.000	Rp 14.813.180.000	Rp 15.280.944.000	Rp 15.280.944.000	Rp 15.280.944.000
Total Biaya Variabel Cost	Rp 36.346.577.831	Rp 38.484.611.821	Rp 40.622.645.811	Rp 41.905.466.205	Rp 41.905.466.205	Rp 41.905.466.205
Total Biaya Keseluruhan	Rp 74.359.619.335	Rp 76.497.653.327	Rp 78.635.687.318	Rp 79.918.507.713	Rp 79.918.507.714	Rp 79.918.507.715
P/L sebelum Pajak	Rp 31.207.654.444	Rp 35.279.460.088	Rp 39.351.265.731	Rp 41.794.349.116	Rp 41.794.349.115	Rp 41.794.349.114
Pajak Perusahaan	Rp 9.362.296.333	Rp 10.583.838.026	Rp 11.805.379.719	Rp 12.538.304.735	Rp 12.538.304.735	Rp 12.538.304.734
P/L Setelah Pajak	Rp 21.845.358.111	Rp 24.695.622.061	Rp 27.545.886.011	Rp 29.256.044.381	Rp 29.256.044.381	Rp 29.256.044.380
Keterangan					Rp 132.598.954.946	
Komposisi Modal						
Ekuitas	Rp 105.501.300.731					
Pinjaman Bank	Rp 70.334.200.487					
Saldo Awal	Rp 175.835.501.218	Rp 197.680.859.329	Rp 222.376.481.390	Rp 249.922.367.402	Rp 279.178.411.783	
Perubahan						
Penjualan	Rp 105.567.273.780	Rp 111.777.113.414	Rp 117.986.953.048	Rp 121.712.856.829	Rp 121.712.856.829	
Total Perencanaan Setelah Pajak	Rp 96.204.977.447	Rp 101.193.275.388	Rp 106.181.573.329	Rp 109.174.552.094	Rp 109.174.552.094	
Pengeharan	Rp 74.359.619.335	Rp 76.497.653.327	Rp 78.635.687.318	Rp 79.918.507.713	Rp 79.918.507.714	
Saldo Akhir	Rp 197.680.859.329	Rp 222.376.481.390	Rp 249.922.367.402	Rp 279.178.411.783	Rp 308.434.456.164	