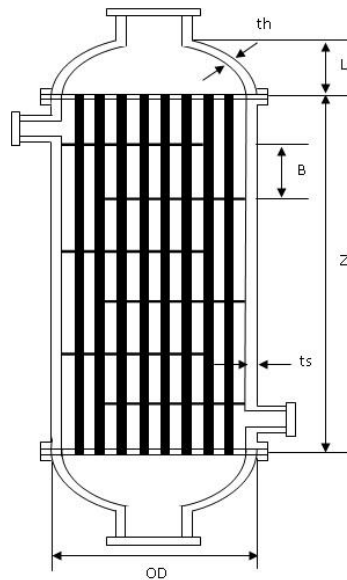


LAMPIRAN A

LAMPIRAN PERHITUNGAN REAKTOR

Jenis	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi etanol menjadi etilen dan alkohol
Kondisi Operasi	: Suhu = 175 °C Tekanan = 1,4 atm Konversi = 95 %
Bahan	: <i>Carbon steel SA 283 grade C tipe</i>
Fungsi	: Mereaksikan etanol menjadi etilen dan air dengan katalis $\text{Ag}_3 \text{PW}_{12}\text{O}_{40}$
Gambar Reaktor	:



Keterangan gambar : OD : diameter luar

Ts : tebal *shell*

B : jarak *baffle*

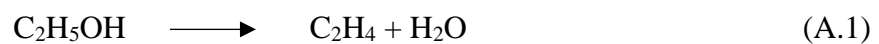
Th : tebal *head*

Z : panjang *tube*

L : panjang *head*

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :

Reaksi utama :



1. Menentukan Berat Katalis.

a. Spesifikasi katalis.

Bahan katalis = $\text{Ag}_3 \text{PW}_{12}\text{O}_{40} / \text{SiO}_2$

Bentuk = *Spherical*

umur katalis = 1 tahun

Diameter katalis = 0,007 m

Porositas = 0,416

Bulk Density = 1400 kg/m³

b. Menghitung konstanta kecepatan reaksi (K).

Persamaan kinetika untuk etilen adalah sebagai berikut

orde reaksi adalah orde 1 terhadap etanol

$$-r_a = K.C_a \quad (\text{A.2})$$

dengan, k : konstanta laju reaksi

C_a : konsentrasi etanol

dengan nilai k sebagai berikut ;

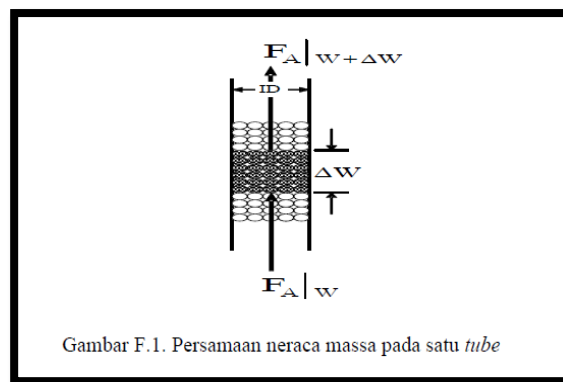
$$T = 175 \text{ } ^\circ\text{C} = 448 \text{ K}$$

$$K = 3 \times 10^8 \exp -26600/RT$$

$$K = 6,2\text{E-}05 \text{ /s}$$

c. Neraca Massa pada 1 Tube.

Persamaan neraca massa dengan tinjauan pada 1 tube adalah sebagai berikut :



Gambar F.1. Persamaan neraca massa pada satu tube

Neraca massa pada elemen volume :

(rate of mass input) -(rate of mass output) -(rate of mass reaction) = (rate of mass accumulation)

$$FA|W - FA|W + \Delta W - (-rA)\Delta W = 0$$

$$\lim_{\Delta W \rightarrow 0} \frac{FA|W + \Delta W - FA|W}{\Delta W} = rA \quad (\text{A.3})$$

$$\frac{dFA}{dW} = rA$$

$$FA = FA0 (1 - XA)$$

$$dFA = -FA0 \cdot dXA$$

Sehingga

$$-FA0 \frac{dXA}{dW} = rA$$

$$\frac{dXA}{dW} = \frac{-rA}{FA0}$$

substitusi persamaan 5 ke persamaan 4

$$\frac{dXA}{dW} = \frac{k \cdot CA}{FA0}$$

dengan menggunakan persamaan aliran yang masuk dan keluar dari tabel neraca massa di atas, dapat diketahui persamaan umum untuk konsentrasi umpan, yaitu :

1) Laju Volumetrik umpan reaktor.

$$v_0 = \frac{Fin\ tot}{\rho\ camp} \quad (A.4)$$

$$\rho\ campuran = 1,6503\ kg/m^3$$

$$v_0 = 8346,1671\ m^3/jam$$

$$139,1027\ m^3/menit$$

$$2,3183\ m^3/s$$

2) Konsentrasi umpan reaktor

$$CA = C_2H_5OH$$

$$CA_0 = \frac{FA_0}{v_0}$$

maka diperoleh persamaan :

$$\frac{dXA}{dW} = \frac{k \cdot CA}{FA_0}$$

$$\frac{dXA}{dW} = \frac{k \cdot CA_0 (1 - XA)}{FA_0}$$

$$\frac{dXA}{dW} = \frac{(1,87E - 17) \cdot (0,038) \cdot (1 - XA)}{(13773,9)}$$

d. Pressure drop.

Pressure drop pada pipa berisi katalisator didekati dengan persamaan Ergun

(Fogler, 1999).

$$\beta_0 = \frac{G(1-\phi)}{\rho_0 g_c D_p \phi^3} \left[\frac{150(1-\phi)\mu}{D_p} + 1.75G \right]$$

$$\frac{dP}{dW} = - \frac{\beta_0}{A_c(1-\phi)\rho_c} \frac{P_0}{P} \left(\frac{T}{T_0} \right) \frac{F_T}{F_{T0}}$$

where

$$P = \text{pressure, lb}_f/\text{ft}^2 \text{ (kPa)}$$

$$\phi = \text{porosity} = \frac{\text{volume of void}}{\text{total bed volume}} = \text{void fraction}$$

$$1 - \phi = \frac{\text{volume of solid}}{\text{total bed volume}}$$

$$g_c = 32.174 \text{ lb}_m \cdot \text{ft}/\text{s}^2 \cdot \text{lb}_f \text{ (conversion factor)}$$

$$= 4.17 \times 10^8 \text{ lb}_m \cdot \text{ft}/\text{h}^2 \cdot \text{lb}_f$$

(recall that for the metric system $g_c = 1.0$)

$$D_p = \text{diameter of particle in the bed, ft (m)}$$

$$\mu = \text{viscosity of gas passing through the bed, lb}_m/\text{ft} \cdot \text{h (kg/m} \cdot \text{s)}$$

$$z = \text{length down the packed bed of pipe, ft (m)}$$

$$u = \text{superficial velocity} = \text{volumetric flow} \div \text{cross-sectional area of pipe, ft/h (m/s)}$$

$$\rho = \text{gas density, lb}/\text{ft}^3 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$G = \rho u = \text{superficial mass velocity, lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{h (kg/m}^2 \cdot \text{s)}$$

e. Menentukan spesifikasi tube yang digunakan.

Dalam menentukan diameter tube, Colburn (Smith, P.571) menyatakan hubungan pengaruh rasio (D_p/D_t) atau perbandingan diameter katalis dengan diameter pipa dengan koefisien transfer panas pipa berisi katalis dibanding koefisien transfer panas konveksi pada dinding kosong.

D_p/D_t	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25
h_w/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0

Dimana : D_p/D_t = rasio diameter katalis per diameter pipa

h_w/h = rasio koefisien transfer panas pipa berisi katalis

terhadap koefisien transfer panas pada pipa kosong

$$D_p/d_t = 0,15$$

$$d_t = 0,0466 \text{ m} = 4,6666 \text{ cm} = 1,8372 \text{ in}$$

untuk pipa komersial

$$\text{NPS} = 2 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in}$$

$$a' = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0021 \text{ m}^2$$

f. Data Fisis dan Termal

1) Berat molekul umpan.

Berat molekul umpan merupakan berat molekul campuran gas yang dapat dihitung dengan persamaan :

$$\text{BM campuran} = \sum (B_{mi} \cdot y_i) \quad (\text{A.5})$$

dengan : B_{mi} = berat molekul komponen i, kg/kmol

y_i = fraksi mol gas i

Tabel Berat Molekul Umpan.

Komponen	B _{Mi}	Massa	Mol	y _i	y _i .B _{Mi}
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)		
C₂H₅OH	46,07	13085	284,029	0,881	40,606
C₂H₄	28,05	0	0,000	0,000	0,000
H₂O	18,02	689	38,218	0,119	2,137
TOTAL		13774	322	1	43

2) Menghitung densitas umpan.

➤ Menghitung Z umpan masuk reaktor .

KOMPONEN	Yi	Tr	Pr	Bo	B1	BPc/RTc	Pr/Tr	Z	Yi.Z
C₂H₅OH	0,8814	0,8678	0,0222	-0,4465	-0,1730	-0,5567	0,0256	0,9857	0,8688
C₂H₄	0,0000	1,5866	0,0282	-0,1186	0,1143	-0,1089	0,0178	0,9981	0,0000
H₂O	0,1186	0,6923	0,0064	-0,6771	-0,6670	-0,9072	0,0093	0,9916	0,1176
TOTAL	1,0000	3,1467	0,0568	-1,2422	-0,7257	-1,5728	0,0527	2,9754	0,9864

$$Z \text{ umpan masuk reaktor} = 0,9864$$

$$BM \text{ campuran} = 42,7433 \text{ kg/kmol}$$

➤ Menentukan volume gas masuk reaktor.

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

$$Z = 0,9864$$

$$n = 89,5131 \text{ mol/detik}$$

$$T = 448 \text{ K}$$

$$P = 1,4 \text{ atm}$$

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

$$Vg = 2318379,759 \text{ cm}^3/\text{dtk}$$

$$= 2,3184 \text{ m}^3/\text{dtk}$$

➤ Menentukan densitas umpan.

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z}$$

$$\rho = 0,0016 \text{ gr/cm}^3 = 103,9343 \text{ lb/ft}^3$$

3) Menentukan viskositas umpan.

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

Data Viskositas (Chemical properties handbook, 1980).

KOMPONEN	A	B	C
C₂H₅OH	1,499	3,07E-01	-4,45E-05
C₂H₄	-3,985	3,87E-01	-1,12E-04
H₂O	-36,83	4,29E-01	-1,62E-05

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)	η gas (mikropoise)
C₂H₅OH	1,14839E-05	0,041342056	1,00048E-05	1,15E+02
C₂H₄	0	0	0	0,00E+00
H₂O	1,80405E-06	0,006494575	1,57169E-06	1,80E+01
TOTAL	1,3288E-05	0,047836631	1,15765E-05	132,8795312

$$\mu_{\text{gas}} = 0,000013 \text{ kg/m.s} = 0,00013 \text{ gr/cm.s}$$

4) Menentukan konduktivitas umpan.

Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor (Chemical properties handbook, 1980)

KOMPONEN		A	B	C
C₂H₅OH	etanol	-0,00556	4,3620E-05	8,5033E-08
C₂H₄	etilen	-0,00123	3,6219E-05	1,2459E-07
H₂O	water	0,00053	4,7093E-05	4,9551E-08

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

Perhitungan Konduktivitas Umpa Reaktor

KOMPONEN	y _i	k _{gas}	y _i .k _{gas}
		W/m.K	W/m.K
C ₂ H ₅ OH	0,881	0,031	0,027
C ₂ H ₄	0,000	0,040	0,000
H ₂ O	0,119	0,032	0,004
TOTAL	1,000	0,103	0,031

$$k \text{ campuran} = 0,031 \text{ W/m.K} = 0,0001 \text{ kal/dtk.cm.K}$$

5) Menghitung kapasitas panas gas umpa.

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

Data Kapasitas Panas (Chemical properties,1990)

KOMPONEN	A	B	C	D	E
C ₂ H ₅ OH	27,091	1,1055E-01	1,0957E-04	-1,5046E-07	4,6601E-11
C ₂ H ₄	32,083	-1,4831E-02	2,4774E-04	-2,38E-07	6,83E-11
H ₂ O	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	-1,78E-08	3,69E-12

Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Reaktor

KOMPONEN	y _i	BM	C _p	C _p	C _p	C _{pi} = y _i .C _p
		(kg/kmol)	joule/mol.K	kJoule/kmol.K	kJoule/kg.K	kJoule/kg.K
C ₂ H ₅ OH	0,881	46,07	86,9571	86,9571	1,8875	1,6636
C ₂ H ₄	0,000	28,05	56,5420	56,5420	2,0158	0,0000
H ₂ O	0,119	18,02	34,7098	34,7098	1,9262	0,2284
TOTAL	1,000					1,892

Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Reaktor

KOMPONEN	Fi	Fi.Cpi	Cp.yi
	(kg/jam)	Kjoule/jam.K	Kjoule/kmol.K
C₂H₅OH	13085	21769,1060	76,6440
C₂H₄	0	0,0000	0,0000
H₂O	689	157,3284	4,1166
TOTAL	13774	21926	81

Cp campuran = 80,7605 kjoule/kmol.K = 1,8921 kjoule/kg.K

6) Menentukan ΔHR .

Perhitungan Panas Reaksi Reaktor

Komponen		Hf (KJ/kmol)
C₂H₅OH	etanol	-235300
C₂H₄	etilen	52286.3208
H₂O	water	-241800

	C₂H₅OH	—————>	C₂H₄	+	H₂O
M	295,9150				26,33702
B	281,1193		281,1193		281,1193
S	14,7957		281,1193		320,9519

$$\Delta HR = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= 12871420,3831 \text{ KJ/JAM}$$

$$\Delta H_{In} = 15012935,17 \text{ KJ/JAM}$$

$$\Delta H_{Out} = 3766975,7915 \text{ KJ/JAM}$$

$$Q_{Pemanasan} = 1625461,0055 \text{ KJ/JAM} \longrightarrow \text{ENDOTERMIS}$$

g. Metode numeris (Euler).

Berat katalis

$$\frac{dXA}{dW} = \frac{k \cdot CA0 (1 - XA)}{FA0}$$

superficial mass velocity, $G = 6373014,179 \text{ kg/jam.m}^2$

Porositas katalis dalam *tube*, $\phi = 0,416$

viskositas umpan, $\mu = 0,0478 \text{ kg/jam.m}$

Konstanta gravitasi, $g_c = 127008000 \text{ m/jam}^2$

Tekanan awal, $P_0 = 1,4 \text{ atm}$

diameter katalis, $D_p = 0,007 \text{ m}$

luas aliran, $A_c = 0,0021 \text{ m}^2$

densitas katalis, $\rho_c = 1400 \text{ kg/m}^3$

laju reaksi, $k = 6,52E+00$

konsentrasi mula – mula, $CA_0 = 0,0386 \text{ kmol/m}^3$

laju alir umpan, $FA_0 = 322,247277 \text{ kmol/jam}$

$$\beta_0 = 264713287 \text{ kg/m}^3$$

viskositas umpan, $\rho_0 = 1,6503 \text{ kg/m}^3$

Δw	100,00			
n	W_0	X_0	dXa/dw	X_{n+1}
0	0	0	3,01778E-05	0,003017782
1	100,00	0,003017782	2,9996E-05	0,006017378
2	200,00	0,006017378	0,000776899	0,083707265
3	300,00	0,083707265	0,000716176	0,155324894
4	400,00	0,155324894	0,0006602	0,221344875
5	500,00	0,221344875	0,000608598	0,28220472
6	600,00	0,28220472	0,00056103	0,338307747
7	700,00	0,338307747	0,00051718	0,390025751
8	800,00	0,390025751	0,000476757	0,437701464
9	900,00	0,437701464	0,000439494	0,481650834
10	1000,00	0,481650834	0,000405143	0,522165111
11	1100,00	0,522165111	0,000373477	0,559512785
12	1200,00	0,559512785	0,000344286	0,593941357
13	1300,00	0,593941357	0,000317376	0,625678984
14	1400,00	0,625678984	0,00029257	0,654935992
15	1500,00	0,654935992	0,000269703	0,681906266
16	1600,00	0,681906266	0,000248623	0,706768538
17	1700,00	0,706768538	0,00022919	0,72968757
18	1800,00	0,72968757	0,000211277	0,750815245
19	1900,00	0,750815245	0,000194763	0,770291577
20	2000,00	0,770291577	0,000179541	0,788245635
21	2100,00	0,788245635	0,000165508	0,8047964
22	2200,00	0,8047964	0,000152572	0,820053553
23	2300,00	0,820053553	0,000140647	0,834118205
24	2400,00	0,834118205	0,000129654	0,84708356
25	2500,00	0,84708356	0,00011952	0,859035541
26	2600,00	0,859035541	0,000110178	0,870053352
27	2700,00	0,870053352	0,000101567	0,880210009
28	2800,00	0,880210009	9,36281E-05	0,889572819
29	2900,00	0,889572819	8,63101E-05	0,89820383
30	3000,00	0,89820383	7,95641E-05	0,90616024
31	3100,00	0,90616024	7,33454E-05	0,913494775
32	3200,00	0,913494775	6,76127E-05	0,920256041
33	3300,00	0,920256041	6,2328E-05	0,926488846
34	3400,00	0,926488846	5,74565E-05	0,932234493
35	3500,00	0,932234493	5,29657E-05	0,937531059
36	3600,00	0,937531059	4,88259E-05	0,942413644
37	3700,00	0,942413644	4,50096E-05	0,946914606
38	3800,00	0,946914606	4,14917E-05	0,951063771

39	3900,00	0,951063771	3,82487E-05	0,954888637
----	---------	-------------	-------------	-------------

2. Menghitung Volume Katalis.

$$V = \frac{w}{\rho_{katalis}}$$

$$V = 2,7857 \text{ m}^3$$

3. Menghitung Tinggi Tumpukan Katalis yang dibutuhkan.

Dipilih pipa dengan ukuran standar

NPS 2

Sch No40

Diameter Luar (OD) = 2,38 in = 0,0604 m

Diameter Luar (ID) = 2,067 in = 0,0525 m

Perhitungan tinggi katalis dengan volume 1 buah tube

$$V_{katalis} = (1 - \phi) A_c Z$$

$$Z = \frac{V_{katalis}}{(1 - \phi) A_c}$$

panjang katalis = 2207,046503 m

Dipilih tube standar : 12 ft = 3,6576 m

sehingga didapatkan tinggi tumpukan katalis :

Z = 80% tinggi tube dipilih

$$= 9,6 \text{ ft}$$

$$= 2,92608 \text{ m}$$

4. Menghitung Jumlah Tube.

jumlah tube yang dibutuhkan : $N_t = \frac{\text{tinggi katalis keseluruhan}}{\text{tinggi katalis per tube}}$

$$N_t = 754,26 \text{ tube}$$

$$N_t = 755 \text{ tube}$$

5. *Shell and Tube* .

Susunan tube = triangular pitch

Bahan = carbon steel

Diameter nominal (NPS) = 2 in

Diameter luar (OD) = 2,38 in

Diameter dalam (ID) = 2,067 in

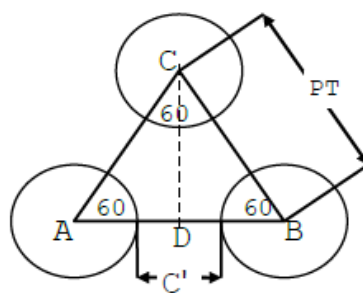
Schedule number = 40

Luas penampang = $3,35 \text{ in}^2 = 0,0021 \text{ m}^2$

Tinggi tumpukan katalis = 2,92 m

Panjang pipa (L) = 3,65 m

Susunan pipa yang digunakan adalah triangular pitch (segitiga sama sisi) dengan tujuan agar memberikan turbulensi yang lebih baik, sehingga akan memperbesar koefisien transfer panas konveksi (h_o). Sehingga transfer panasnya lebih baik daripada square pitch (Kern, 1983).



Gambar Susunan pipa model triangular pitch

Tebal pipa = (OD-ID)

= 0,313 in

= 0,0079 m

jarak antar pusat pipa (PT)

$$PT = 1,25 \times OD$$

$$= 2,975 \text{ in}$$

$$= 0,0755 \text{ m}$$

Jarak antar pipa (clearance)

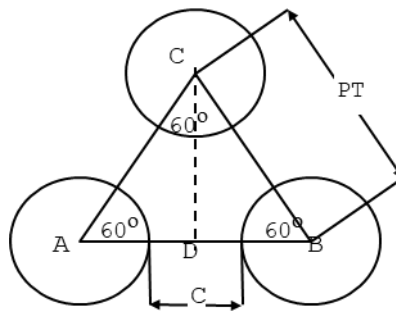
$$C' = PT - OD$$

$$= 0,595 \text{ in}$$

$$= 0,0151 \text{ m}$$

a. Menghitung diameter reaktor (IDs).

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



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

$$= 2.975 \text{ in}$$

$$C' = PT - OD$$

$$= 0,595 \text{ in}$$

$$IDs = \sqrt{\frac{4 \cdot Nr \cdot P_r^2 \cdot 0.866}{\pi}}$$

$$IDs = 218,08 \text{ cm}$$

Jadi diameter dalam reaktor = 218,08 cm = 85,85 in

b. Spesifikasi pemanas.

Jenis = saturated steam

T = 185 °C = 458 K

BM = 18

P = 11,233 bar = 11,0861 atm

Hvap/laten = 1996,11 KJ/KG

= 476,7708 cal/gr

rho p = 0,0056 gr/cm²

Cp Pemanas = 34,8005 kJ/kmol.K

μp = 156,2558 micopoise

Kp = 0,0324 W/M.K

Qpemanasan = 388494,9331 kcal/jam

Pemanas yang dibutuhkan (Wp) = 814846,197 gr/jam

= 0,2263 kg/sekon

c. Menghitung koefisien perpindahan panas *overall* (Ud).

Aliran dalam pipa adalah aliran transisi, maka Nre = 2500

$$Gt = \frac{\mu \cdot NRe}{Dt}$$

NRe = 2500

μ = 0,000133 g/cm.dtk

Dt = 5,2502 cm

G (umpan total) = 13773,9063 kg/jam

= 3826,0851 gr/dtk

Gt = 0,0633 gr/cm².dtk = 2277,8567 kg/m².jam

1) **Tube side**

$$C_p = 80,7605 \text{ kJ/kmol K} = 1,8921 \text{ kJ/kg.K}$$

$$= 0,45192 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\mu = 0,00013 \text{ g/cm s} = 0,03214 \text{ lb/ft.h}$$

$$k = 0,0311 \text{ W/m k} = 0,01798 \text{ Btu/ft.h.F}$$

$$PR = \frac{C_p \cdot \mu}{k}$$

$$PR = 0,8082$$

$$G_t = 0,0633 \text{ g/cm}^2 \cdot \text{dtk}$$

$$D_t = 5,2502 \text{ cm} = 0.1705 \text{ ft}$$

$$RE = \frac{G_t \cdot D_t}{\mu}$$

$$RE = 2.500 \rightarrow \text{dari fig. 24 Kern, P.834 didapat } jH = 5$$

$$h_i = jH \left(\frac{k}{ID_t} \right) \cdot PR^{1/3}$$

$$h_i = 0,4909 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$h_{io} = h_i \cdot (ID/OD) = 0,5114 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

2) **Shell side**

$$C_{ps} = 68985,2356 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\mu_s = 0,0378 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k_s = 0,2885 \text{ Btu/ft.jam.F}$$

flow area pada shell, ft²

$$a_s = 4,9599 \text{ in}^2 = 0,0344 \text{ ft}^2$$

Mass velocity fluida dalam shell, lb/ft².h

$$G_s = 52155,6472 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}$$

Diameter Equivalen (D_e) (kern, 1983) P.139

$$D_e = 1,7225 \text{ in} = 0,1435 \text{ ft} = 4,375 \text{ cm}$$

$Re = 198.046,2017 \rightarrow$ dari *fig.28 Kern*, P.838 didapat $jH = 300$

$$H_o = 12.560,1861 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

3) *Clean overall coefficient (UC)*

$$UC = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$UC = 0,5114 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

4) Menentukan R_d (*dirty factor*).

Kern, halaman 107

Dari Tabel di dapat : $R_d \text{ shell} = 0,0015$

$$R_d \text{ tube} = 0,001$$

$$R_d = R_d \text{ shell} + R_d \text{ tube}$$

$$= 0,0025$$

$$= 0,5107 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$= 2,4932 \text{ kkal/jam.m}^2.\text{K}$$

$$= 10,4387 \text{ kj/jam.m}^2.\text{K}$$

6. *Mechanical Design.*

Resume :

$$\text{konversi (X)} = 0,9510$$

$$\text{Suhu gas masuk (T}_{in}) = 448 \text{ K} = 175,0000 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu gas keluar (T}_{out}) = 448,000 \text{ K}$$

$$Z \text{ (panjang pipa tube)} = 3,658 \text{ m} = 288,0000 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan masuk (P}_{in}) = 1,40 \text{ atm} = 20,5743 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan keluar (P}_{out}) = 1,40 \text{ atm} = 20,5743 \text{ psi}$$

Diameter shell (IDS) = 303,5757 cm = 119,5180 in

Suhu pemanas masuk (Ts in) = 448 K

Suhu pemanas keluar (Ts out) = 448,0000 K

a. Tube

IPS = 2,00 in

OD = 2,38 in (*Kern*, hal. 844)

Sc. Number = 40

ID = 2,067 in

Flow area per pipe = 3,350 in²

Surface per lin ft :

Outside = 0,542 ft²/ft

Inside = 0,622 ft²/ft

Weight per lin ft = 3,6600 lb steel

Panjang pipa = 144 in

Susunan pipa = Triangular pitch

Jumlah pipa = 755 buah

Pitch = 2,9750 in

Clearance = 0,5950 in

b. Shell

1) Tekanan desain

tekanan operasi = 1,40 atm = 20,58 psi

tekanan desain = 24,6960 psi = 9,9960 psig

2) Bahan konstruksi *shell*

Dipilih material *Carbon steel SA 167 grade 11 tipe 316*

Pertimbangan : - tidak korosif

- sering di pakai di industri

3) Tebal dinding *shell*

Tebal dinding shell dihitung dengan persamaan :

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

(*Brownel*, hal. 254)

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

Tekanan yang diijinkan (*f*) =12650 psi

Efficiency pengelasan (*E*) =0,85

Faktor korosi (*c*) =0,125 in

Dengan IDs =85,85 in

Tebal shell (*ts*) =0,2624 in

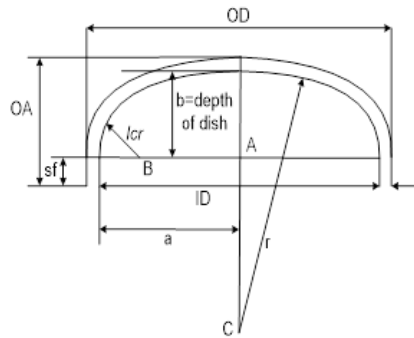
Dipilih tebal dinding standar = 5/16 in

ODs = IDs + 2 (tebal shell) =86,48 in

dari tabel 5.7, P.90, *Brownell*,1959 dipilih OD standar = 90 in

c. Head reactor

1) Bentuk



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

2) Bahan konstruksi head

Dipilih material *Carbon steel SA 283 grade C*

pertimbangan : reaktor tidak berisi larutan maupun gas yang beracun

3) Tebal head (tH)

Untuk elliptical dished head, Tebal head dihitung dengan persamaan 13.10

(*Brownell and Young, 1959*)

$$\text{Tebal head reaktor (tH)} = 0,1383 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal head standart} = 3/16 \text{ in} = 3/16 \text{ in } \textit{Brownel P.87}$$

4) Tinggi head (hH)

$$\text{Tinggi head} = hH = t_h + b + sf$$

$$= 19,75 \text{ in} = 1,6 \text{ ft} = 0,5 \text{ m}$$

d. Tinggi reaktor (HR)

$$\begin{aligned}
 \text{HR} &= \text{panjang tube} + 2 \times \text{tinggi head} \\
 &= 183,5 \text{ in} \\
 &= 15,29 \text{ ft} \\
 &= 4,66 \text{ m}
 \end{aligned}$$

e. Volume reaktor1) Volume *head* (VH)

$$\begin{aligned}
 (\text{VH}) &= 0,000049 \times \text{IDs}^3 \dots (\text{Eq 5.11, P.88, Brownell, 1959}) \\
 &= 31,01 \text{ in}^3 = 0,0005 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2) Volume *shell* (VS)

$$\begin{aligned}
 (\text{VS}) &= \pi/4 \cdot (\text{IDs})^2 \cdot Z \\
 &= 833299 \text{ in}^3 = 13,65 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

3) Volume reaktor (VR)

$$\begin{aligned}
 (\text{VS}) &= \text{Volume shell} + (\text{Volume top head}) \\
 &= 13,66 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

f. Diameter reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{IDs} &= \sqrt{\frac{4 \cdot Nt \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}} \\
 &= 3,03 \text{ m}
 \end{aligned}$$

g. Spesifikasi *nozzle*

Dipilih jenis pipa : *stainlesssteel*

1) Diameter saluran gas umpan masuk

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \dots (\text{Coulson and Richardson, 1983})$$

dimana :

$$G = \text{kec. umpan masuk} = 3,8261 \text{ kg/s}$$

$$\rho = \text{densitas gas umpan mix} = 1,6503 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga :

$$D_{opt} = \text{diameter optimum} = 495,7088 \text{ mm} = 19,5161 \text{ in}$$

dari appendix K, , P.390, brownell, 1959, dipilih ukuran standart :

$$ID = 21,500 \text{ in}$$

$$OD = 22,000 \text{ in}$$

2) Diameter saluran gas umpan keluar

Tabel komposisi gas keluar reaktor

Komponen	kmol/jam	yi	BM	BM.Yi	kg/jam
C2H5OH	14,2014	0,0240	46	1,1050	654,3
C2H4	269,8274	0,4557	28	12,7833	7568,7
H2O	308,0458	0,5203	18	9,3755	5551,0
TOTAL	592,0747	1,0000	92,1400	23,2638	13773,9063

$$\text{Densitas gas out mix } (\rho) = 0,8866 \text{ kg/m}^3$$

Dimana $T = 448 \text{ K}$

$$P = 1,4 \text{ atm}$$

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T}$$

Diameter optimum

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983})$$

di mana :

$$G = \text{kec. umpan out} = 3,8261 \text{ kg/s}$$

$$\rho = \text{densitas gas out mix} = 0,8866 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga :

$$D_{opt} = \text{diameter optimum} = 623,8388 \text{ mm}$$

$$= 24,5606 \text{ in}$$

dari appendix K, , P.390, brownell, 1959, dipilih ukuran standart :

$$ID = 25,250 \text{ in}$$

$$OD = 26,000 \text{ in}$$

3) Diameter pemanas masuk

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983})$$

di mana :

$$G = \text{kec. Aliran pemanas} = 0,2263 \text{ kg/s}$$

$$\rho = \text{Densitas pemanas} = 4,5543 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga :

$$D_{opt} = \text{diameter optimum} = 76,0821 \text{ mm}$$

$$= 0,2995 \text{ in}$$

dari Tabel.11, P.844, Ker 1980, dipilih ukuran standart (Sch 40) :

$$ID = 0,433 \text{ in}$$

$$OD = 0,675 \text{ in}$$

4) Diameter pemanas keluar

$$T_{\text{pemanas out}} = 458,0000 \text{ K}$$

$$\rho_p = 0,9568 \text{ gr/cm}^3 = 956,7703 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983})$$

di mana :

$$G = \text{kec. Aliran pemanas} = 0,2263 \text{ kg/s}$$

$$\rho = \text{densitas pemanas} = 956,7703 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= \text{diameter optimum} = 10,5196 \text{ mm} \\ &= 0,0414 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel.11, P.844, *Kern* 1980, dipilih ukuran standart (*Sch 20*) :

$$ID = 0,269 \text{ in}$$

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

h. Perhitungan tebal isolasi

Bahan isolasi = Asbestos

K isolasi = 0,1153 Btu/j.ft.°F (*Mc.Adams*, pg 452, Tabel A-6)

Emisifitas bahan = 0,94 (*Mc.Adams*, pg 477, Tabel A-23)

Suhu tertinggi MD, $T_1 = 175,0 \text{ }^\circ\text{C} = 347 \text{ }^\circ\text{F}$

Suhu udara, $T_u = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$

Diinginkan suhu dinding luar isolasi, $T_3 = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F}$

Konduktivitas panas baja, $k_b = 26 \text{ Btu/j.ft }^\circ\text{F}$

Transfer panas melalui permukaan isolasi ke udara karena radiasi dan konveksi :

$$Q/A = (h_c + h_r).(T_3 - T_u) \quad (\text{Mc.Adams, pg 165, eq 7-1})$$

$$r_1 = 4,9799 \text{ ft}$$

$$r_2 = 4,9955 \text{ ft}$$

➤ Koefisien Transfer panas radiasi, h_r :

$$\begin{aligned} h_r &= \frac{0,173 \cdot \epsilon \left[\left(\frac{T_3}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_u}{100} \right)^4 \right]}{T_3 - T_u} \\ &= 1,1682 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

➤ Koefisien Transfer panas konveksi, h_c :

$$\begin{aligned}
 hc &= 0,19 \times (\Delta T)^{1/3} && \text{(persamaan 7-51 McAdams)} \\
 &= 0,6274 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Panas yang hilang secara radiasi dan konveksi persatuan luas:

$$\begin{aligned}
 Q/A &= (hc + hr) \cdot (T_3 - T_u) \\
 &= 64,6400 \text{ Btu/j.ft}^2
 \end{aligned}$$

Perpindahan panas konduksi = perpindahan pns konveksi + perpindahan panas

radiasi

$$(hc + hr) 2 \pi r_3 L (T_3 - T_u) = \frac{2 \pi L (T_1 - T_3)}{\frac{1}{k_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{k_2} \ln \frac{r_3}{r_2}}$$

$$r_3 = 5,3822$$

tebal dinding isolasi = $r_3 - r_2$

$$= 0,3867 \text{ ft} = 0,1179 \text{ m} = 11,7857 \text{ cm}$$