LAMPIRAN A

REAKTOR STAGE 1

Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara propilen, amonia, dan udara untuk menjadi akrilonitril

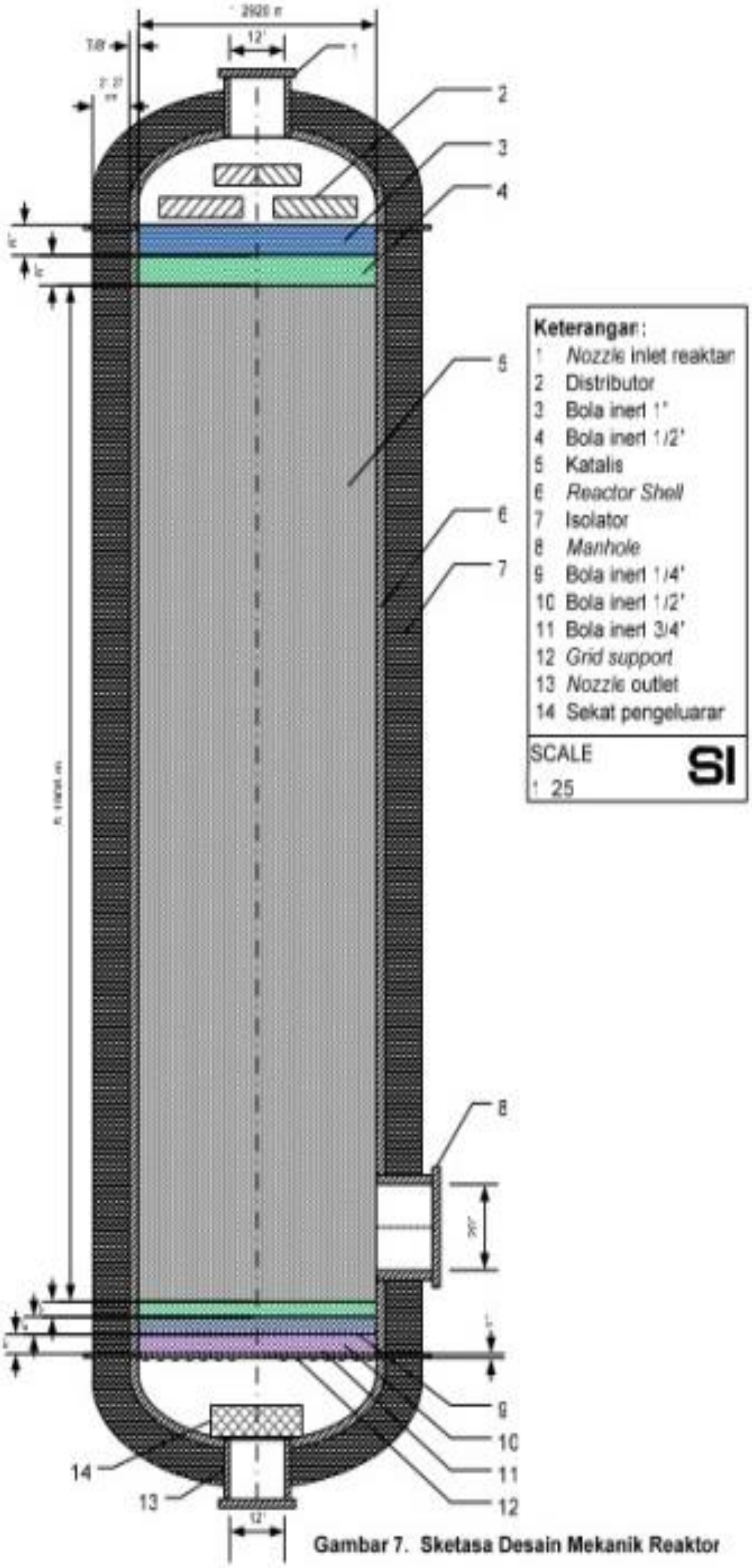
Kondisi Operasi : Suhu = 400 ^{o}C

Tekanan = 1,32 atm

Reaksi = Eksotermis

Tujuan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung pressure drop
3. Menghitung berat katalis
4. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor
5. Menentukan dimensi reaktor



Gambar 7. Sketasa Desain Mekanik Reaktor

Reaksi yang terjadi didalam reaktor:

Reaksi Utama : $C_3H_6 + NH_3 + 1{,}5\ O_2 \rightarrow C_3H_3N + 3\ H_2O$

1. Menentukan jenis reaktor

   Dipilih reaktor fixed bed multitube dengan pertimbangan sebagai berikut:

   a. zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat

   b. umur katalis panjang 12-15 bulan

   c. reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal

   d. tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor

   e. pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe shell and tube

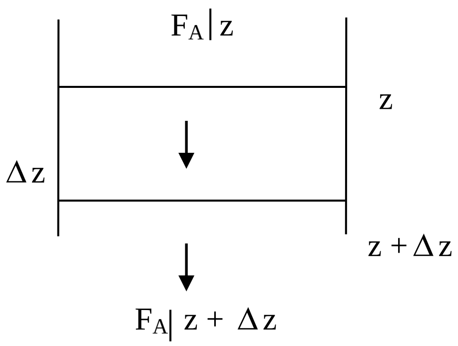
(Hill, hal 425-431)

2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

a. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal ΔZ dengan konversi X. Neraca massa C_3H_6 pada elemen volume :

Input – Output – Yang bereaksi = 0



Input - Output - Yang Bereaksi = 0

$$FA|_{Z} - (FA|_{Z+\Delta Z} + (-ra)\ \Delta v) = 0$$

$\Delta v = \frac{\pi Di^2}{4} \varepsilon \Delta z$

Δv = volume gas diantara katalis pada elemen volum

$FA|_{Z}$ - $FA|_{Z+\Delta Z}$ - (-ra) π/4 Di^2 ε . ΔZ = 0

$$\frac{FA|_{Z+\Delta Z} - FA|_{Z}}{\Delta Z} = (-ra)\ \pi/4\ Di^2 \varepsilon$$

$$\frac{-FA}{\Delta Z} = \frac{-rA.\pi Di^2}{4} \quad \varepsilon$$

Dimana $F_A = - F_Ao\ (1 - X_A)$

$\Delta F_A = - FAo.\ \Delta X_A$

$$FAo\ .\ \frac{\Delta XA}{\Delta Z} = \frac{-(rA)\pi Di^2}{4} \quad \varepsilon$$

$$\frac{\Delta XA}{\Delta Z} = \frac{-(rA)\pi Di^2}{4FAo} \varepsilon$$

Lim $\Delta Z \longrightarrow 0$

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

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

ε = porositas

$(-r_A)$ = kecepatan reaksi = k C_A. C_B

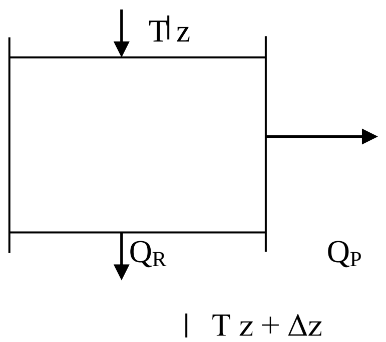
Z = tebal tumpukan katalisator

Di = diameter dalam pipa

Tabel 1 Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas Stage 1

Input	Massa, Kg/Jam	Output	Massa, Kg/Jam
C3H6	2.500,405	C3H6	500,081
NH3	3.000,486	NH3	2.190,831
O2	4.095,663	O2	1.809,579
N2	15.407,494	N2	15,407,494
C3H3N	-	C3H3N	2.524,218
H2O	55,565	H2O	2.627,409
TOTAL	25.059,612	TOTAL	25.059,612

b. Neraca panas elemen volume



Q_R = panas reaksi

Q_P = panas yang dibuang, ada pendinginan

Input - Output =Acc

Σ m.Cp ($T|_Z$ - To) – [(Σ m.Cp) ($T|_{Z+\Delta Z}$ – To) + Q_R + Q_P]

Σ m.Cp ($T|_Z$ - $T|_{Z+\Delta Z}$) = $Q_R + Q_P$

(Σ m.Cp) ($-\Delta T$) = $Q_R + Q_P$

$Q_R = \Delta H_R \, F_{Ao} \, \Delta X_A$

$Q_P = UA\ (T - T_S)$

$A = \pi\ Do\ \Delta z$

$Q_P = U\ \pi\ Do\ \Delta z(T - T_S)$

$$\frac{(\Sigma\ m.Cp)\ (-\Delta T) = \Delta HR\ .\ Fao\ .\ \Delta XA + U.\pi.Do.\Delta Z\ (T\text{-}Ts)}{}\quad : \Delta Z$$

$$(\Sigma\ m.Cp)\left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z}\right) = \Delta HR\ .\ Fao\ .\left(\frac{\Delta XA}{\Delta Z}\right) + U.\pi.Do.\Delta Z\ (T\text{-}Ts)$$

$$\left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z}\right) = \frac{\Delta HR\ .\ Fao\ .\left(\frac{\Delta XA}{\Delta Z}\right) + U.\pi.Do.\Delta Z\ (T\text{-}Ts)}{(\Sigma\ m.Cp)}$$

$\lim \Delta Z \longrightarrow 0$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta HR\ .\ Fao\ .\left(\frac{dXA}{dZ}\right) + U.\pi.Do.\Delta Z\ (T\text{-}Ts)}{(\Sigma\ m.Cp)}$$

Dimana:

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

ΔH_R = Panas Reaksi

U = Overall heat transfer coefficient

Do = Diameter luar

T = Suhu gas

Ts = Suhu penelitian

Ts = Kapasitas panas

c. Neraca panas untuk pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A yang stabil pada suhu 93,3 – 398,89 ^{0}C

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

Cp = 0,11152 + 3,402 x 10^{-4} T, cal/g.K

ρ = 1,3644 – 9,7073 x 10^{-3} T , gr/cm^3

μ = 35,5898 – 6,04212 T , gr/cm.Jam

k = 1,512 – 0,0010387T, cal/gram.cm.K

Pendingin : Dowterm A

	K	C	F
T in	373	100	212,0
T out	550	277	530,6
delta T	177	177	318,6

Cp pendingin = 0,2384 Cal/gr.K

= 0,4295 Btu/lb.K

= 0,9980 J/gr.K

Menghitung densitas pendingin pada T in:

$$\rho\ p = 1.3644 - (9.7073 x 10^{-4} Tin)$$

Rho p = 1,0043 gr/cm^3

Menghitung konduktivitas thermal pendingin pada T in:

$$Kp = 1.512 - 0.0010387\, x Tin$$

k pendingin = 1,1246 cal/cm.jam.K

= 0,4708 kJ/m.jam.K

= 1,1604 Btu/ft.jam.F

Menghitung viskositas pendingin pada T in:

$$\boxed{\mu_p = 35.5898 - 0.04212\, x Tin}$$

μp = 19,8790 gr/cm.jam

= 0,0055 gr/cm.det

= 1,9879 kg/m.jam

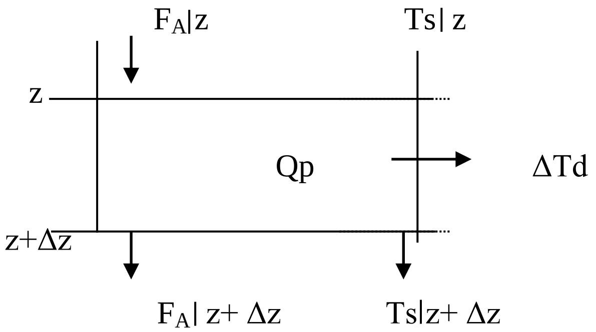
= 1,3358 lb/ft.jam

Menentukan pendingin yang dibutuhkan:

Pendingin yang dipakai adalah downterm A = 2.634.929,5677 kg/jam

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volum



$$mp.Cpp\,(Ts|_Z - T_o) + Qp - mp\, Cpp\,(Ts|_{z+\Delta z} - To) = 0$$

$$mp.Cpp\,(Ts|_Z - Ts|_{z+\Delta z}) = - Qp$$

$$(Ts|_Z - Ts|_{z+\Delta z}) = - \frac{U.\pi.Do.\Delta z.(T - Ts)}{(m.Cp)p}$$

$$(Ts|_Z - Ts|_{z+\Delta z}) / \Delta z = - \frac{U.\pi.Do.(T - Ts)}{(m.Cp)p}$$

$$- (Ts|_{z+\Delta z} - Ts|_Z) / \Delta z = - \frac{U.\pi.Do.(T - Ts)}{(m.Cp)p}$$

$$\frac{\Delta Ts}{\Delta Z} = \frac{U.\pi.Do(T - Ts)}{(m.Cp)\,p}$$

lim ΔZ ⟶ 0

$$\frac{dTs}{dZ} = \frac{U.\pi.Do(T - Ts)}{(m.Cp)\,p}$$

d. Penurunan tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (Fixed bed) digunakan rumus 11.6 (chapter 11 hal 492 “ Chemical Reactor Design For Process Plants”.

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

Dimana :

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm^3

ρ = Densitas gas, gr/cm^3

Dp = Densitas pertikel katalisator, cm

G = Gaya Gravitasi, cm/det^2

ε = Porosity tumpukan katalisator

μ = Viskositas gas, gr/cm jam

3. Data – data sifat fisis bahan

a. Menentukan umpan Yi masuk

Tabel 2 Umpan YI Masuk Reaktor

Komponen	Bmi	Massa	Mol	yi
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	
C3H6	42	2.500,405	59,533	0,065
NH3	17	3.000,486	176,499	0,192
O2	32	4.095,663	127,989	0,140
N2	28	15.407,494	550,268	0,600
C3H3N	53	-	-	-
H2O	18	55,565	3,087	0,003
TOTAL		25.059,612	917,377	1,000

b. Menentukan volume gas reaktor

PV = nRT

n = 941,19 kmol/jam = 261,442 mol/dtk

R = 82,05 atm.cm^3/mol.^{o}K

P = 1,33 atm

T = 670,85 K

$$V = \frac{nRT}{P} = 10{,}82\ m^3/dtk$$

c. Menetukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P.BM}{R.T.Z} = \frac{(1{,}32\text{atm})\left(27{,}3481\,\frac{\text{kg}}{\text{kmol}}\right)}{\left(82{,}05\ \text{atm.}\frac{\text{cm}^3}{\text{gmol.K}}\right)(623\text{K})(1{,}0001)} = 0{,}0006537\,\frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

d. Menentukan viskositan umpan

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

Tabel 3 Data Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Formula	A (mikropoise)	B (mikropoise)	C (mikropoise)
C3H6	-7,23	3,4180E-01	-9,4516E-05
NH3	-7,874	3,6700E-01	-4,4700E-06
O2	44,224	5,6200E-01	-1,1300E-04
N2	42,606	4,7500E-01	-9,8800E-05

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

Tabel 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	yi	μ gas (mikropoise)	μ_{gas} (kg/s.m)	μ_{gas} (kg/jam.m)	μ_{gas} (lb/ft.jam)
C3H6	0,065	179,992	0,000018	0,064797	0,000016
NH3	0,193	237,092	0,000024	0,085353	0,000021
O2	0,140	371,269	0,000037	0,133657	0,000032
N2	0,602	317,532	0,000032	0,114311	0,000028
TOTAL	1,000	1105,885	0,000111	0,398119	0,000096

Tabel 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor (lanjutan)

Komponen	$yi.\mu_{gas}$ (kg/s.m)	$yi.\mu_{gas}$ (kg/jam.m)	$yi.\mu_{gas}$ lb/ft.jam	Ƞ gas mikropoise
C3H6	0,0000012	0,004219	0,004219	11,7201
NH3	0,0000046	0,016477	0,016477	45,7695
O2	0,0000052	0,018710	0,018710	51,9732
N2	0,0000191	0,068799	0,068799	191,1072
TOTAL	0,0000301	0,108205	0,108205	300,5700

μ gas = 0,000030 kg/m.s

= 0,00030 gram/cm.s

e. Menentukan konduktivitas gas umpan

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

Tabel 5 Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor

Formula	A (W/m.K)	B (W/m.K)	C (W/m.K)
C3H6	-0,01116	7,5155E-05	6,5558E-08
NH3	0,00457	2,3239E-05	1,4810E-07
O2	0,00121	8,6157E-05	-1,3346E-08
N2	0,00309	7,5930E-05	-1,1014E-08

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

Tabel 6 Perhitungan Konduktivitas Umpan Reaktor

Komponen	Yi	k_{gas} (W/m.K)	yi.k_{gas} (W/m.K)
C3H6	0,065	0,069	0,005
NH3	0,193	0,087	0,017
O2	0,140	0,053	0,007
N2	0,602	0,049	0,030
TOTAL	1,000	0,259	0,058

k campuran = 0,058 W/m.K

= 0,2103 kJ/jam.m.K

= 0,0502 kkal/jam.m.K

= 0,0001 kal/cm.dtk.K

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

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

Tabel 7 Data Kapasitas Panas Umpan Reaktor

Formula	A (joule/mol.K)	B (joule/mol.K)	C (joule/mol.K)	D (joule/mol.K)	E (joule/mol.K)
C3H6	21,172	6,3106E-02	2,9197E-04	-3,2708E-07	9,9730E-11
NH3	33,573	-1,2581E-02	8,8906E-05	-7,1783E-08	1,8569E-11
O2	29,526	-8,8999E-03	3,8083E-05	-3,2629E-08	8,8607E-12
N2	29,342	-3,5395E-03	1,0076E-05	-4,3116E-09	2,5935E-13
DELTA	28,403	9,521400E-03	1,0726E-04	-1,0895E-07	3,1855E-11

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

Tabel 8 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Reaktor

Komponen	Yi	BM (kg/kmol)	Cp joule/mol.K	Cp kjoule/kmol.K	Cp kjoule/kg.K	Cpi = yi.Cp kjoule/kg.K
C3H6	0,065	42	116,6422	116,6422	2,7772	0,1808
NH3	0,193	17	47,3024	47,3024	2,7825	0,5371
O2	0,140	32	32,6570	32,6570	1,0205	0,1429
N2	0,602	28	30,2626	30,2626	1,0808	0,6505
TOTAL	1,000		226,8642	226,8642	7,6610	1,5113

Tabel 8 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas (Lanjutan)

Komponen	Fi (kg/jam)	Fi.Cpi (kj/jam.K)	Cp.yi (kj/kmol.K)
C3H6	2500	452,1617	7,5951
NH3	3000,5	1611,7030	9,1315
O2	4095,663	585,1141	4,5716
N2	15407,494	10022,3569	18,2136
TOTAL	25004	12671,336	39,5118

Cp campuran = 39,5118 kJ/kmol.K

= 12671,3358 kJ/jam.K

= 1,5113 kJ/kg.K

g. Menentukan panas reaksi

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

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^{T} \Delta Cp.dT$$

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

Tabel 9 Data Panas Reaksi Reaktor

Formula	A (kj/mol)	B (kj/mol)	C (kj/mol)	D (kj/mol)	E (kj/mol)
C3H6	21,172	6,3106E-02	2,9197E-04	-3,2708E-07	9,9730E-11
NH3	33,573	-1,2581E-02	8,8906E-05	-7,1783E-08	1,8569E-11
O2	29,526	-8,8999E-03	3,8083E-05	-3,2629E-08	8,8607E-12
N2	29,342	-3,5395E-03	1,0076E-05	-4,3116E-09	2,5935E-13
C3H3N	18,425	1,8336E-01	1,0072E-04	1,8747E-08	9,1114E-13
H2O	33,933	8,4186E-03	2,9906E-05	1,7825E-08	3,6934E-12

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

Tabel 10 Perhitungan Panas Reaksi Reaktor Stege 1

Komponen	ΔHf (kj/mol)	ΔHf (kJ/kmol)	ΔH(J/mol)	ΔH(kJ/kmol)
C3H6	53,30	53300	33096,516	33096,5156
NH3	-46,00	-46000	15512,624	15512,6238
O2	0,00	0	11616,890	11616,8905
N2	0,00	0	11088,165	11088,1647
C3H3N	184,93	184930	50586,980	50586,9803
H2O	-241,80	-241800	18011,722	18011,7220
TOTAL	-49,57	-49570	139912,8969	139912,8969

Dari data didapat:

ΔHR_{298} = -547.770 kJ/kmol

h. Data sifat katalis (Alumunium Oxide)

Jenis : Al_2O_3

Ukuran : D 10 mm

Density : 3,986 gr/cm³

4. Dimensi reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah tube

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih panas lebih besar.

Pengaruh ratio Dp / Dt terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu hw/h telah diteliti oleh Colburn's (smith hal 571) yaitu :

Dp/Dt	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
hw/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6

dipilih Dp/Dt = 0,15

dimana

hw = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

Dp = diameter katalisator

Dt = diameter tube

Sehingga :

Dp/Dt = 0,15

Dp = 1 cm

Dt = 1 / 0,15 = 6,667 cm = 2,6246 in

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

Dari table 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

Nominal pipe size = 3 in

Outside diameter = 3,5 in = 8,89 cm

Schedule number = 40

Inside diameter = 2,469 in = 6,2713 cm

Flow area per pipe = 3,068 in^2

Surface per in ft = 0,917 ft^2/ft

Aliran dalam pipa turbule dipilih N_{Re} = 2.500

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

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

Dalam hubungan ini:

μg = viskositas umpan = 0,000301 g/cm.det

Dt = Diameter tube = 6,2713 cm

$$G_t = \frac{(0{,}000301)(2.500)}{6{,}2713} = 0{,}1198\,\frac{\mathrm{gr}}{\mathrm{cm^2.s}} = 4.313{,}53\ \frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{m^2.jam}}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

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

$$At = \frac{6961{,}0032}{0{,}1198} = 58.095{,}29\ \mathrm{cm^2}$$

Luas penampang pipa $= \left(\frac{\pi}{4}\right) ID^2 = \left(\frac{3{,}14}{4}\right) x 6{,}2713^2$

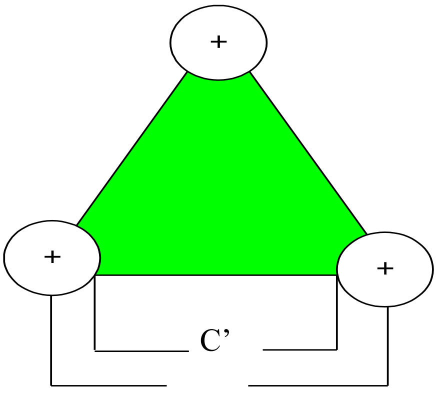
$= 30{,}8730\ \mathrm{cm^2}$

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

Jumlah pipa dalam reaktor = $\frac{58.095,29}{30,8730}$ = 1.881,749 buah = 1.882 buah

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch.



Pt = 1,25 x ODt

= 1,25 x 3,5 = 4,375 in

C' = P_T – OD

= 4,375 – 3,5 = 0,875 in

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

IDs = 506,3103 cm

Jadi diameter dalam reaktor = 506,3103 cm = 199,3348 in

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

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

Dimana :

t_s = tebal shell, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan

(Brownell,tabel 13-1, p.251)

r = jari-jari dalam shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan Carbon Steel SA 283 Grade C

E = 0,85

f = 12650 psi

C = 0,125

R = ID/2 = (199,3348/2) in

P = 23,2848 psi

Jadi P = (120/100)*P = 27,9417 psi

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

maka ts = $\frac{23,2848x(199,3348/2)}{12650x.0,85 - 0,6.x23,2848} + 0,125$

= 0,3411 in

dipilih tebal dinding reaktor standar 1 in

Diameter luar reaktor = ID + 2*ts

= 199,3348 + (2*0,3411)

= 201,3348 in

Sehingga dipilih diameter luar reaktor 170 in.

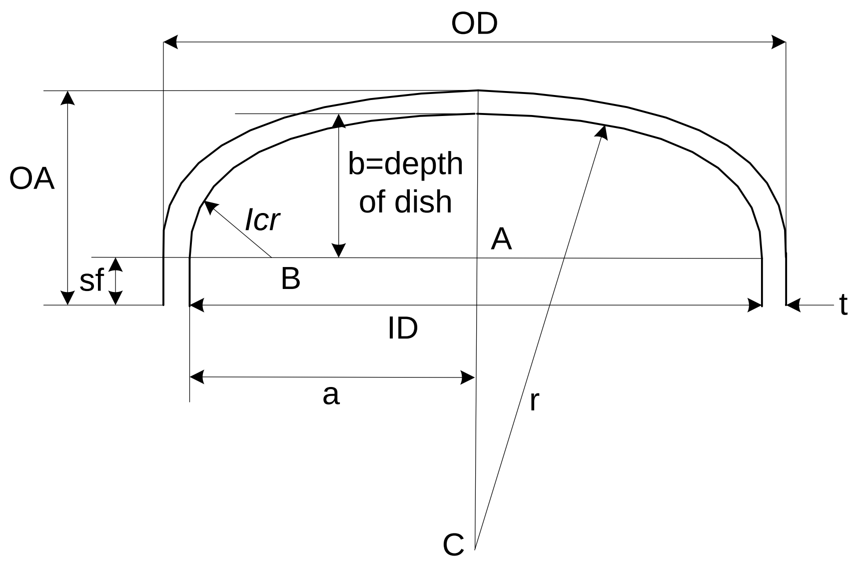
(tabel 5.7, P.90, Brownell,1959)

5. Menghitung head reaktor

a. Menghitung tebal head reaktor

Bentuk head : Elipstical Dished Head

Bahan yang digunakan: Carbon Steel SA 283 Grade C



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari luar dish

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

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

P = tekanan design, psi = 87,0466 psi

IDs = diameter dalam reactor, in = 189,2268 in

F = maksimum allowable stress, psi = 12650 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = faktor korosi, in = 0,125

maka th = $\frac{1{,}3375x199{,}3348}{2x12650x0{,}85 - 0{,}2x1{,}3375} + 0{,}125$

= 0,1374 in

dipilih tebal head reaktor standar 1 in

b. Menghitung tinggi head reaktor

ODs = 170 in

ts = 1 in

didapat : irc = 11,5 in

r = 170 in

a = IDs/2 = 99,6674 in

AB = a – irc = 88,1674 in

BC = r – irc = 158,5 in

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 131,7147 in

b = r – AC = 38,2853 in

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

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

hH = th + b + sf
= (1 + 38,2853 + 4) in
= 43,2853 in
= 1,0994 m

c. Menghitung tinggi reaktor

Tinggi reaktor total = panjang tube + tinggi head top
HR = 240,1576 in + 43,2853 in
= 283,4429 in
= 23,6202 ft
= 7,20 m

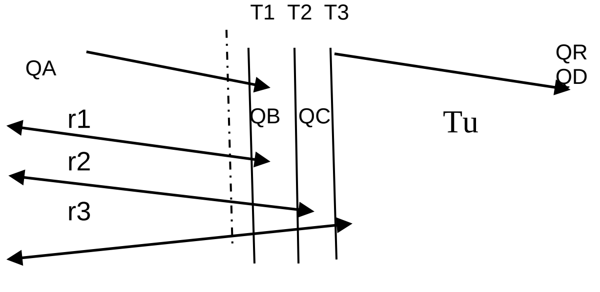
6. Tebal isolasi reaktor

Asumsi :

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

b. Keadaan steady state QA=QB=QC=(QD+QR)

c. Suhu dinding luar isolasi isotermal



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam reaktor

r_2 = jari-jari luar reaktor

r_3 = jari-jari isolator luar

QA = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

QB = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

QC = Perp. Konduksi melalui isolator

QD = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

QR = Perp. Panas radiasi

T1 = Suhu dinding dalam reaktor

T2 = Suhu dinding luar reaktor

T3 = Suhu isolator luar

Tu = Suhu udara luar

- sifat-sifat fisis bahan

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

    Kis = 0,17134 W/m.^{o}C

    ε = 0,96

  * carbon steel : ks = 41,5519 W/m.^{o}C
  * sifat-sifat fisis udara pada suhu Tf (Holman,1988. Daftar A-5)

    Tf = 313

    υ = 0,000017

    k = 0,027225 W/m.^{o}C

    Pr = 0,70489

    β = 0,0032 K^{-1}

    μ = 0,00001906 kg/m.s

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

$r_3 = r_2 + x$

$r_1 = 0{,}2903$ m

$r_2 = 0{,}3048$ m

$L = 2{,}4$ m

a. Perpindahan panas konduksi

$$Q_B = \frac{2.\pi.k_s.L.(T_1 - T_2)}{\ln\left(r_2/r_1\right)} \qquad \text{.......(a)}$$

$$Q_C = \frac{2.\pi.k_{is}.L.(T_2 - T_3)}{\ln\left(r_3/r_2\right)} \qquad \text{.......(b)}$$

b. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hc.A.(T_3 - T_4)$$

$$Q_D = hc.2.\pi.r_3.L.(T_3 - T_4) \qquad \text{.......(c)}$$

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

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

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

c. Panas radiasi

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

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

.......(d)

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

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

T_2 = 401,3385 K

Tebal isolasi (x) = 6 cm

Tabel 11 Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode Range Kutta

Δz	0.1000		
z (m)	**X**	**T (K)**	**Ts (K)**
0	0	673	373
0,1000	0,0261	672,809	404,729109
0,2000	0,0515	672,6377267	431,8541137
0,3000	0,0763	672,4840584	455,3473092
0,4000	0,1004	672,3454159	475,8977458
0,5000	0,1239	672,2199262	494,0147096
0,6000	0,1468	672,1060395	510,0870037
0,7000	0,1691	672,0024531	524,4191764
0,8000	0,1908	671,9080575	537,2548111
0,9000	0,2120	671,8218981	548,7921264
1,0000	0,2326	671,7431462	559,1947829
1,1000	0,2527	671,6710771	568,5995873
1,2000	0,2722	671,6050531	577,1221183
1,3000	0,2913	671,5445101	584,860923
1,4000	0,3098	671,4889467	591,9007043
1,5000	0,3279	671,4379154	598,3147813
1,6000	0,3455	671,3910154	604,1670166
1,7000	0,3626	671,3478865	609,5133448
1,8000	0,3793	671,3082044	614,4029994
1,9000	0,3955	671,2716761	618,8795074
2,0000	0,4114	671,2380363	622,9815037
2,1000	0,4268	671,2070444	626,7434039
2,2000	0,4418	671,178482	630,1959639
2,3000	0,4564	671,15215	633,3667494
2,4000	0,4707	671,1278673	636,2805325
2,5000	0,4845	671,1054684	638,9596279
2,6000	0,4981	671,0848022	641,4241812
2,7000	0,5112	671,0657305	643,6924157
2,8000	0,5240	671,0481267	645,7808457
2,9000	0,5365	671,031875	647,704462
3,0000	0,5487	671,0168689	649,4768928
3,1000	0,5605	671,003011	651,1105448
3,2000	0,5720	670,9902116	652,6167273
3,3000	0,5833	670,9783884	654,0057611
3,4000	0,5942	670,9674656	655,2870748
3,5000	0,6049	670,9573738	656,469291
3,6000	0,6152	670,9480488	657,5603016
3,7000	0,6253	670,9394315	658,5673363
3,8000	0,6352	670,9314678	659,4970229
3,9000	0,6448	670,9241074	660,3554418

4,0000	0,6541	670,9173043	661,1481747
4,1000	0,6632	670,9110159	661,8803488
4,2000	0,6720	670,9052029	662,5566761
4,3000	0,6806	670,8998293	663,1814893
4,4000	0,6890	670,8948615	663,7587744
4,5000	0,6972	670,8902688	664,2921998
4,6000	0,7052	670,8860227	664,785143
4,7000	0,7129	670,8820969	665,2407147
4,8000	0,7205	670,8784673	665,661781
4,9000	0,7278	670,8751113	666,0509834
5,0000	0,7350	670,8720084	666,4107573
5,1000	0,7420	670,8691394	666,7433481
5,2000	0,7488	670,8664866	667,0508271
5,3000	0,7554	670,8640337	667,3351054
5,4000	0,7618	670,8617657	667,5979462
5,5000	0,7681	670,8596686	667,8409771
5,6000	0,7742	670,8577296	668,0657003
5,7000	0,7801	670,8559367	668,2735031
5,8000	0,7859	670,8542789	668,4656661
5,9000	0,7916	670,8527461	668,6433723
6,0000	0,7971	670,8513289	668,8077143
6,1000	0,8024	670,8500185	668,9597014
6,2000	0,8076	670,848807	669,1002661
6,3000	0,8127	670,8476868	669,2302699
6,4000	0,8176	670,8466512	669,350509
6,5000	0,8224	670,8456938	669,4617191