REAKTOR STAGE 1

Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

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

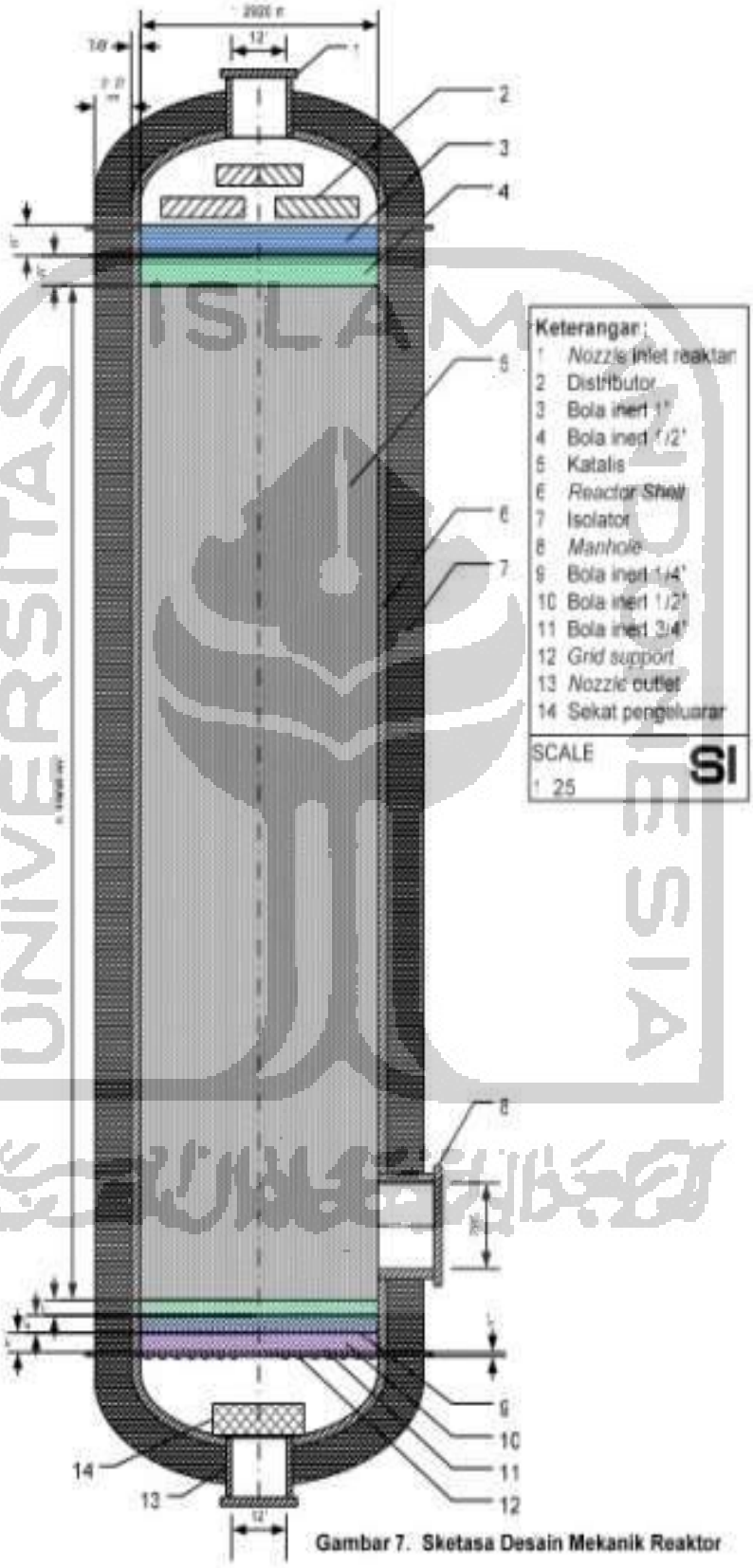
Kondisi Operasi : Suhu = 105 ^{o}C

Tekanan = 0,39 atm

Reaksi = Eksotermis

Tujuan :

1. Menentukan Jenis Reaktor
2. Persamaan – Persamaan Matematis Reaktor
3. Data-data sifat fisis bahan
4. Menentukan Dimensi Reaktor



Gambar 7. Sketasa Desain Mekanik Reaktor

Reaksi yang terjadi didalam reaktor:

Reaksi Utama : $CH_3COCH_3 + H_2 + NH_3 = (CH_3)_2CHNH_2 + H_2O$

Reaksi Samping : $2\ CH_3COCH_3 + 2\ H_2 + NH_3 = C_6H_{15}N + 2\ H_2O$

$3\ CH_3COCH_3 + 3\ H_2 + NH_3 = C_9H_{21}N + 3\ H_2O$

1. MENENTUKAN JENIS REAKTOR

Dipilih reaktor fixed bed multitube dengan pertimbangan sebagai berikut:

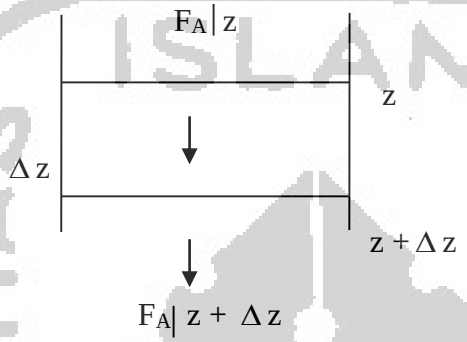
a. Zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
b. Umur katalis 12-15 bulan
c. Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
d. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
e. Pengendalian suhu relatif mudah, karena menggunakan tipe shell and tube.
f. Kapasitas produksi cukup tinggi.
g. Pressure drop rendah.
h. Kontrol temperatur lebih baik.

(Hill, hal 425-431)

2. PERSAMAAN – PERSAMAAN MATEMATIS REAKTOR

a. Neraca Massa Reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan *steady state* dengan konversi X. Neraca massa pada elemen volume :



Neraca massa komponen A (C_3H_6) pada elemen volum :

(*Rate of input*) – (*Rate of output*) – (*Rate of reaction*) = (*Rate of accumulation*)

$F_{A\,z} - [\,F_{A\,|z+\Delta z} + (-r_A').\Delta v] = 0$

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

Δv = volume gas diantara katalis pada elemen volum

$F_{A\,z} - F_{A\,z+\Delta z} - (-r_A').\pi/4\ Di^2\ \varepsilon\ .\ \Delta z = 0$

$$\frac{F_{A\,z+\Delta z} - F_{A\,z} = (-r_A')\ .\pi/4\ Di^2\,\varepsilon}{\Delta z}$$

$$\frac{-F_A}{\Delta_z} = \frac{(-r_A')\,\pi Di^2}{4}\,\varepsilon$$

Dimana $F_A = -\,F_{AO}\,(1 - X_A)$

$dF_A = -\,F_{AO}.\ dX_A$

$$F_{AO}\ .\ \frac{dX_A}{\Delta Z} = \frac{(-r_{A'})\,\pi Di^2}{4}\,\varepsilon$$

$$\frac{dX_A}{\Delta Z} = \frac{(-r_{A'})\,\pi Di^2}{4.F_{AO}}\,\varepsilon$$

Lim Δ_Z 0 $\longrightarrow$

$$\frac{dX_A}{d_Z} = \frac{(-r_{A'})\,\pi Di^2\ \varepsilon}{4.F_{AO}}$$

dimana : $\frac{dX_A}{d_Z}$ = perubahan konversi

ε = porositas

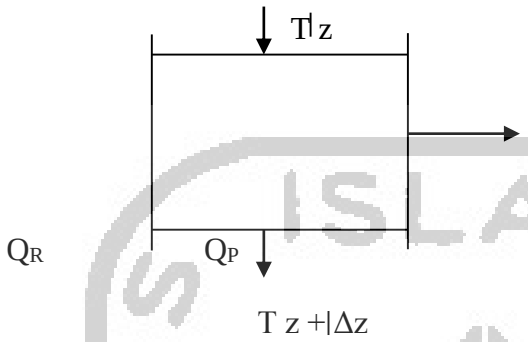
$(-r_A{}')$ = kecepatan reaksi = k C_A. C_B

Di = diameter dalam pipa

Tabel 1 Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas Stage 1

Input	Massa, Kg/Jam		Output	Massa, Kg/Jam
Aseton	1377,868359		Aseton	13,77868359
Amonia	1211,573902		Amonia	835,0773117
Hidrogen	142,5381061		Hidrogen	95,50053107
Air	28,72859353		Air	452,0667686
MIPA			MIPA	1248,847616
DIPA			DIPA	59,38493845
TIPA			TIPA	56,05311022
Total	2760,70896		Total	2760,70896

c. Neraca panas elemen volume



Q_R = panas reaksi

Q_P = panas yang dibuang, ada pendinginan

(*rate of input*) - (*rate of output*) + (*heat of reaction*) = (*rate of accumulation*)

$\Sigma\ m.Cp\ (T_z - To) - [(\Sigma\ m.Cp)\ (T_{z+\Delta Z} - To) + Q_R + Q_P]$

$\Sigma\ m.Cp\ (T_z - T_{z+\Delta Z}) = Q_R + Q_P$

$(\Sigma\ m.Cp)\ (-\Delta T) = Q_R + Q_P$

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

$Q_P = UA\ (T - T_S)$

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

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

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

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

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

$$\lim \Delta Z \quad 0 \longrightarrow$$

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

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

d. Neraca panas untuk pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A

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	303	30	86
T out	278	105	221
delta T	75	75	135

Cp pendingin = 0,2384 Cal/gr.K

= 0,4295 Btu/lb.K

= 0,9980 J/gr.K

Menghitung densitas pendingin pada T in:

$$\rho\ p = 1.3644 - (9.7073\, x10^{-4}\, Tin)$$

ρ pendingin = 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:

$$\mu_p = 35.5898 - 0.04212\ x Tin$$

μ pendingin = 19,8790 gr/cm.jam

= 0,0055 gr/cm.det

= 1,9879 kg/m.jam

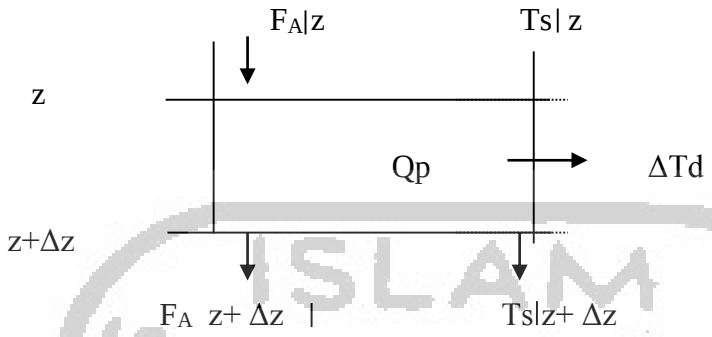
= 1,3358 lb/ft.jam

Menentukan pendingin yang dibutuhkan:

Pendingin yang dipakai adalah downterm A = 65.400 kg/jam

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volume



$$mp.Cpp\ (Ts_{z} - T_{o}) + Qp - mp\ Cpp\ (Ts_{z+\Delta z} - Tb) = 0$$

$$mp.Cpp\ (Ts_{z} - Ts_{z+\Delta z}) = -Qp$$

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

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

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

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

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

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

e. Pressure Drop

Pressure drop dalam pipa berisi katalisator dapat didekati dengan persamaan Ergun (Fogler).

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

Keterangan :

G	=	Kecepatan aliran massa perluas penampang, kg/m^2.jam
ρ	=	Densitas gas, kg/m^3
Dp	=	Diameter pertikel katalisator, m
ε	=	Porositas tumpukan katalisator
μ	=	Viskositas gas, kg/m.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)	
Aseton	58	1377,868359	23,75635101	0,141
Amonia	17	1211,573902	71,26905304	0,424
Hidrogen	2	142,5381061	71,26905304	0,424
Air	18	28,72859353	1,596032974	0,010
MIPA	59			
DIPA	101			
TIPA	143			
Total		2760,70896	167,8904901	1,000

b. Menentukan volume gas reaktor

PV = nRT

n = 604,4058 mol/dtk

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

P = 0,39 atm

T = 105 K

$$V = \frac{nRT}{P} = 13{,}351\ m^3/dtk$$

c. Menetukan densitas umpan

$$\rho = \frac{\text{P. BM}}{\text{R. T. Z}} = \frac{(0{,}39\ \text{atm})(16{,}4435)}{\left(82{,}05\ \text{atm.}\frac{\text{cm}^3}{\text{gmol. K}}\right)(105\text{K})(0{,}9982)} = 0{,}000746\,\frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

d. Menentukan viskositan umpan

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

Tabel 3 Data Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Formula	A	B	C
Aseton	-4,455	2,6655E-01	-5,6936E-06
Amonia	-7,674	3,6700E-01	-4,4700E-06
Hidrogen	27,758	2,1200E-01	-3,2800E-05
Air	-36,826	4,2900E-01	-1,6200E-05

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

Tabel 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	yi	μ gas (micropoice)	μ_{gas} (kg/s.m)	μ_{gas} (kg/jam.m)	μ_{gas} (lb/ft.jam)
Aseton	0,141	13,5114	0,0000014	0,004864	0,004864
Amonia	0,424	55,3601	0,0000055	0,019930	0,019930
Hidrogen	0,424	43,8113	0,0000044	0,015772	0,015772
Air	0,010	1,1695	0,0000001	0,000421	0,000421
TOTAL	1,000	113,8522	0,0000114	0,040987	0,040987

Tabel 5 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor (lanjutan)

Komponen	yi.μ_{gas} (kg/s.m)	yi.μ_{gas} (kg/jam.m)	yi.μ_{gas} lb/ft.jam	Ƞ gas micropoice
Aseton	0,0000014	0,004864	0,004864	13,5114
Amonia	0,0000055	0,019930	0,019930	55,3601
Hidrogen	0,0000044	0,015772	0,015772	43,8113
Air	0,0000001	0,000421	0,000421	1,1695
TOTAL	0,0000114	0,040987	0,040987	113,8522

μ gas = 0,000011 kg/m.s

= 0,00011 gram/cm.s

e. Menentukan konduktivitas gas umpan

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

Tabel 6 Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor

Formula	A (W/m.K)	B (W/m.K)	C (W/m.K)
C_3H_6	-0,01116	7,5155E-05	6,5558E-08
NH_3	0,00457	2,3239E-05	1,4810E-07
O_2	0,00121	8,6157E-05	-1,3346E-08
N_2	0,00309	7,5930E-05	-1,1014E-08

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

Tabel 7 Perhitungan Konduktivitas Umpan Reaktor

Komponen	Yi	k_{gas} (W/m.K)	$yi.k_{gas}$ (W/m.K)
Aseton	0,141	0,007	0,001
Amonia	0,424	0,035	0,015
Hidrogen	0,424	0,204	0,087
Air	0,010	0,025	0,000
TOTAL	1,000	0,270	0,102

k campuran = 0,102 W/m.K

= 0,3685 kJ/jam.m.K

= 0,0880 kkal/jam.m.K

= 0,0002 kal/cm.dtk.K

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

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

Tabel 8 Data Kapasitas Panas Umpan Reaktor

Komponen	A (joule/mol.K)	B (joule/mol.K)	C (joule/mol.K)	D (joule/mol.K)	E (joule/mol.K)
Aseton	3,5918,E+01	9,3897,E-02	1,8730,E-04	-2,1643,E-07	6,3174,E-11
Amonia	3,3573,E+01	-1,2581,E-02	8,8906,E-05	-7,1783,E-08	1,8569,E-11
Hidrogen	2,5399,E+01	2,0178,E-02	-3,8549,E-05	3,1880,E-08	-8,3759,E-12
Air	3,3933,E+01	-8,4186,E-03	2,9906,E-05	-1,7825,E-08	3,6934,E-12
Delta	32,206	0,023	0,000	0,000	0,000

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

Tabel 9 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
Aseton	0,141	58	87,7734	87,7734	1,5133	0,2141
Amonia	0,424	17	38,0227	38,0227	2,2366	0,9494
Hidrogen	0,424	2	29,0691	29,0691	14,5345	6,1699
Air	0,010	18	34,1365	34,1365	1,8965	0,0180
TOTAL	1,000		189,0018	189,0018	20,1810	7,3515

Tabel 10 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas (Lanjutan)

Komponen	Fi (kg/jam)	Fi.Cpi (kj/jam.K)	Cp.yi (kj/kmol.K)
Aseton	1.377,87	295,05	12,42
Amonia	1.211,57	1.150,32	16,14
Hidrogen	142,54	879,44	12,34
Air	28,73	0,52	0,32
TOTAL	2.760,71	2.325,33	41,22

Cp campuran = 41,2247 kJ/kmol.K

= 2325,3317 kJ/jam.K

= 7,3515 kJ/kg.K

g. Menentukan panas reaksi (ΔHR)

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis

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

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

Tabel 11 Data Panas Reaksi Reaktor

Formula	A (kJ/mol)	B (kJ/mol)	C (kJ/mol)	D (kJ/mol)	E (kJ/mol)
Aseton	3,5918,E+01	9,3897,E-02	1,8730,E-04	-2,1643,E-07	6,3174,E-11
Amonia	3,3573,E+01	-1,2581,E-02	8,8906,E-05	-7,1783,E-08	1,8569,E-11
Hidrogen	2,5399,E+01	2,0178,E-02	-3,8549,E-05	3,1880,E-08	-8,3759,E-12
Air	3,3933,E+01	-8,4186,E-03	2,9906,E-05	-1,7825,E-08	3,6934,E-12
MIPA	-4,7580,E+00	4,0947,E-01	-2,8998,E-04	1,1548,E-07	-2,0187,E-11
DIPA	-3,8690,E+01	8,3934,E-01	-6,8079,E-04	3,1403,E-07	-6,5038,E-11
TIPA	-4,6899,E+01	1,1357,E+00	-8,4797,E-04	3,3979,E-07	-5,7551,E-11

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

Tabel 12 Perhitungan Panas Reaksi Reaktor Stege 1

Komponen	ΔHf (kJ/mol)	ΔHf (kJ/kmol)	ΔH(J/mol)	ΔH(kJ/kmol)
Aseton	-217,57	-217570	6.522,090	6.522,090
Amonia	-45,90	-45900	2.957,079	2.957,079
Hidrogen	0,00	0	2.314,440	2.314,440
Air	-241,80	-241800	2.709,733	2.709,733
MIPA	-83,8	-83800	8.368,841	8.368,841
DIPA	-150	-150000	14.263,274	14.263,274
TIPA	-161,00	-161000	20.173,778	20.173,778
TOTAL	-900,07	-900070	57.309,235	57.309,235

Dari data didapat:

ΔHR_{298} = ΔHf produk - ΔHf reaktan

ΔHR_{298} = -405306,1262 kJ/kmol

h. Data sifat katalis (*Nikel*)

Jenis : Ni

Diameter : 5 mm

Density : 8,9 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	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
hw/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

….. (Smith, Chem Kinetik Eng, P.571)

dipilih Dp/Dt = 0,15

Keterangan :

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 = 0,5 cm

Dt = 0,5 / 0,15 = 3,33 cm = 1,312 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 = $1\ in$

Outside diameter = $1{,}32\ in$

Schedule number = 40

Inside diameter = $1{,}049\ in$

Flow area per pipe = 0,854 in^2

Surface per in ft = 0,344 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 = 0,000114 g/cm.det

Dt = Diameter tube = 2,6645 cm

$$G_t = \frac{(0{,}000114)(2.500)}{2{,}6645} = 0{,}1068\,\frac{\text{gr}}{\text{cm}^2.\text{s}} = 3.845{,}695\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^2.\text{jam}}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

At : luas penampang total

At $At = \frac{G}{Gt}$ $= \frac{766,8386}{0,1068} =$ 7.178,7 cm^2

Ao : luas penampang pipa

Ao = $Ao = \frac{\pi}{4} ID^2$ $\left(\frac{\pi}{4}\right) ID^2 = \left(\frac{3,14}{4}\right) x\ 2,6645^2$

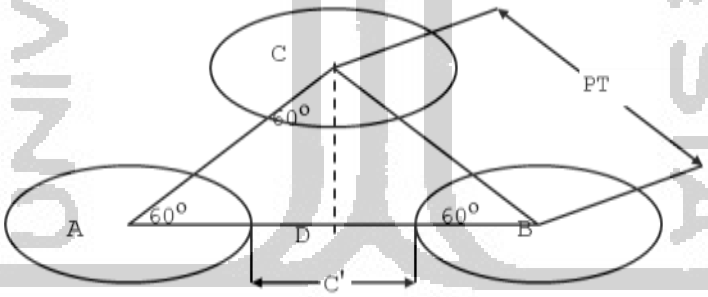
= 5,5730 cm^2

Nt (jumlah pipa) max

Nt = $Nt\,max = \frac{At}{Ao}$ $\frac{7,1787,7}{5,5730}$ = 1288,1243 buah

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola *triangular pitch*.



P_T = 1,25 x ODt

= 1,25 x 1,32 = 1,65 in

C' = P_T – OD

= 1,65 – 1,32 = 0,330 in

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

IDs = 157,987 cm

Jadi diameter dalam reaktor = 62,200 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 = (183,422/2) in

P = 23,2848 psi

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

ts $= \frac{23,2848 x (183,422 / 2)}{12650 x.0,85 - 0,6.x23,2848} + 0,125$

= 0,3239 in

dipilih tebal dinding reaktor standar 3/8 in

Diameter luar reaktor = ID + 2*ts

= 183,422 + (2*0,3239)

= 184,172 in

Sehingga dipilih diameter luar reaktor standar 192 in.

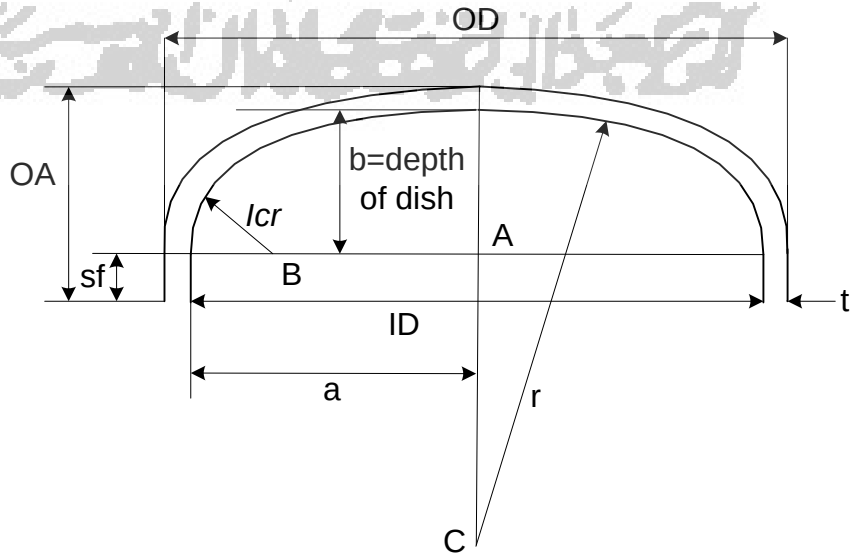
(tabel 5.7, P.90, Brownell,1959)

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 23,2848 psi
IDs	=	diameter dalam reactor 183,422 in
F	=	maksimum allowable stress 12650 psi
E	=	efisiensi pengelasan 0,85
C	=	faktor korosi 0,125 in

$$th = \frac{6,8796\ x\ 62,1995}{(2\ x\ 12650\ x\ 0,85) - (0,2\ x 6,8796)} + 0,125$$

= 0,1449 in

dipilih tebal head reaktor standar 3/16 in

b. Menghitung tinggi head reaktor

ODs = 192 in

ts = 3/16 in

didapat : irc = $11\frac{1}{2}$ in

r = 170 in

a = IDs/2 = 31,0998 in

AB = a – irc = 25,5998 in

BC = r – irc = 164,500 in

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 162,4959 in

b = r – AC = 7,5041 in

Dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan th 3/8 in didapat sf = 1 ½ - 3 in perancangan digunakan sf = 3 in

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

hH = th + b + sf

= (3/16 + 7,5041 + 3) in

= 10,6916 in

= 0,2716 m

c. Menghitung tinggi reaktor

Tinggi reaktor total = panjang tube + tinggi head top

HR = 496,0633 in + 10,6916 in

= 506,7549 in

= 42,2296 ft

= 12,87 m

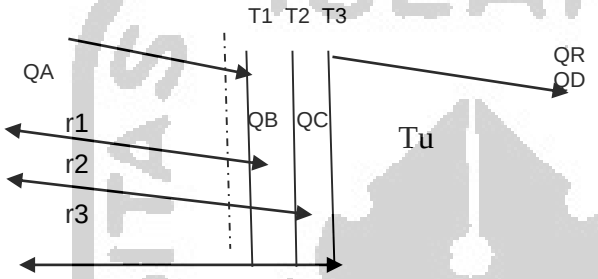
6. Tebal isolasi reaktor

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) :

K*is* = 0,17134 W/m.°C

ε = 0,96

* *carbon steel* : ks = 41,5519 W/m.°C

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

Tf = 313

υ = 0,000017

k = 0,027225 W/m.°C

Pr = 0,70489

β = 0,0032 K^{-1}

μ = 0,00001906 kg/m.s

g = 9,8 m/s^2

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 :

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

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

$$h_{OW} = 750\left[\frac{L_W}{\rho_L l_W}\right]^{2/3}$$

c. Panas radiasi

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

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

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

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

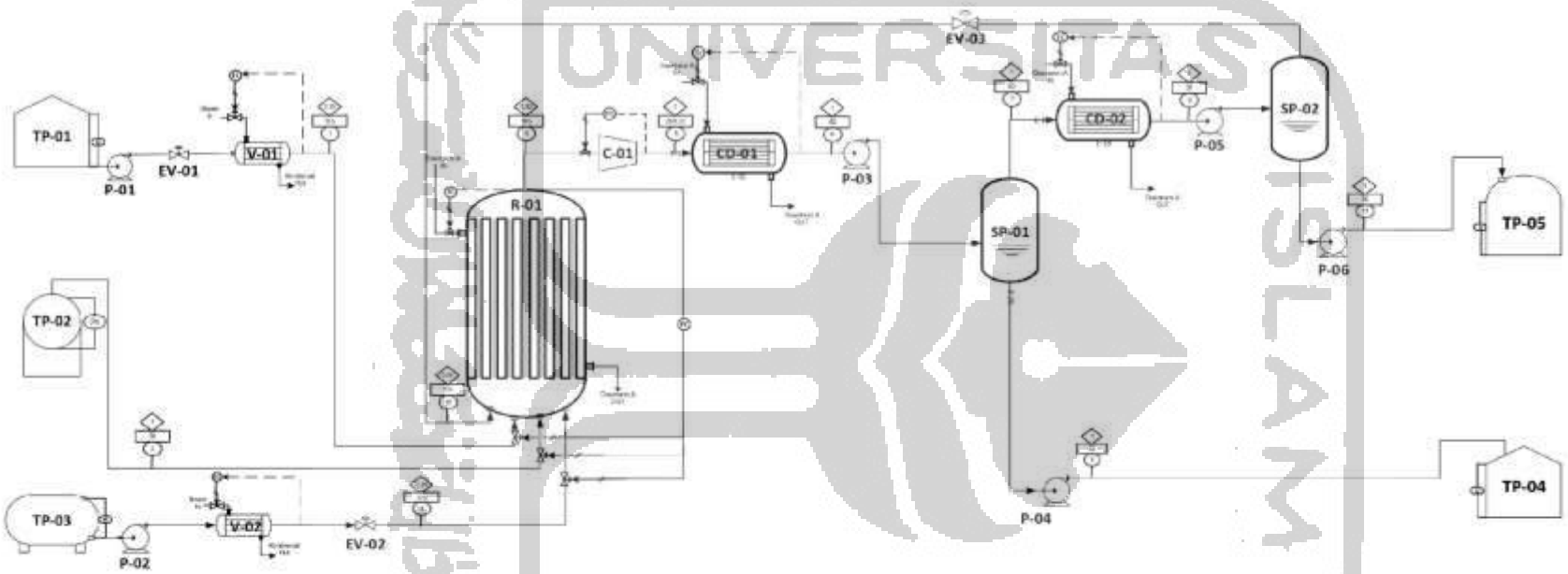
T_2	=	401,339 K
Tebal isolasi (x)	=	6 cm

Tabel 11 Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode Range Kutta

Δz	0.1000		
z (m)	**X**	**T (K)**	**Ts (K)**
0	0	378	303
0,1000	0,0362	377,729	313,9933172
0,2000	0,0711	377,499	323,1755673
0,3000	0,1047	377,302	330,8913664
0,4000	0,1370	377,134	337,4060833
0,5000	0,1681	376,989	342,9280623
0,6000	0,1980	376,865	347,6234519
0,7000	0,2269	376,758	351,6264493
0,8000	0,2547	376,667	355,0465897
0,9000	0,2814	376,588	357,9740621
1,0000	0,3072	376,519	360,4836697
1,1000	0,3321	376,461	362,6378365
1,2000	0,3561	376,410	364,4889268
1,3000	0,3792	376,366	366,0810589
1,4000	0,4014	376,328	367,4515429
1,5000	0,4229	376,295	368,6320319
1,6000	0,4436	376,267	369,6494522
1,7000	0,4635	376,243	370,526763
1,8000	0,4827	376,222	371,2835792
1,9000	0,5012	376,203	371,9366878
2,0000	0,5191	376,188	372,5004761
2,1000	0,5363	376,174	372,9872908
2,2000	0,5529	376,162	373,4077383
2,3000	0,5689	376,152	373,770939
2,4000	0,5844	376,143	374,0847416
2,5000	0,5993	376,136	374,355905
2,6000	0,6136	376,129	374,5902533

2,7000	0,6274	376,123	374,7928073
2,8000	0,6408	376,118	374,9678977
2,9000	0,6536	376,114	375,1192611
3,0000	0,6660	376,110	375,2501224
...	...	...	...
12,0000	0,9874	376,088	376,0878154
12,1000	0,9879	376,088	376,0878182
12,2000	0,9883	376,088	376,0878209
12,3000	0,9887	376,088	376,0878235
12,4000	0,9891	376,088	376,0878259
12,5000	0,9895	376,088	376,0878283
12,6000	0,9899	376,088	376,0878305
12,7000	0,9903	376,088	376,0878327
12,8000	0,9906	376,088	376,0878347
12,9000	0,9909	376,088	376,0878367
13,0000	0,9913	376,088	376,0878386

PRA RANCANGAN PABRIK ISOPROPILAMIN DARI HIDROGENASI ASETON DAN AMONIA DENGAN KATALIS NIKEL DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
CH_3COCH_3	1277,868	-	-	13,779	13,779	13,779	13,779	-	13,779	-	13,779
NH_3	-	-	376,497	835,077	835,077	835,0773117	835,0773117	-	835,077	835,077312	-
H_2	-	47,0375	-	95,501	95,501	95,501	95,501	-	95,501	95,501	-
$(CH_3)_2CHNH_2$	-	-	-	1248,848	1248,848	1248,848	1248,847616	-	1248,848	-	1248,848
$C_6H_{15}N$	-	-	-	59,385	59,385	59,385	-	59,385	-	-	-
$C_9H_{21}N$	-	-	-	56,053	56,053	56,053	-	56,053	-	-	-
H_2O	28,120	-	0,189	451,647	451,647	451,6471	-	451,6471	-	-	-
Total	1405,988	47,0375	376,686	2760,289	2760,289	2760,289	2193,204	567,085	2193,204	930,578	1262,626