

LAMPIRAN

- Kode : R-01
- Fungsi : Mereaksikan umpan berupa aniline sebanyak 2030,2 kg/jam
 dan methanol sebanyak 6964,3 kg/jam sehingga menghasilkan
 produk berupa dimetylaniline sebanyak 2526,12 kg/jam
- Jenis : Reaktor *Fixed bed multitubular* dilengkapi dengan pendingin
- Fase : Gas
- Kondisi Operasi :
- T = 325 oC
- P = 1 atm
- Katalis : Alumina (Mc ketta. John J, 1977)

1. Uraian Proses dan Persamaan Reaksi

Reaksi antara aniline dan methanol menjadi dimetylaniline terjadi pada suhu 325-332 °C dengan katalis padat *Alumina*. Reaksi terjadi pada permukaan padatan katalis sedangkan reaktan masuk reaktor pada fase gas. Kondisi operasi reaktor ini adalah non-adiabatis dan non-isotermal pada suhu gas 325-332 °C dan tekanan 1 atm. Konversi reaktan menjadi dimetylaniline sebesar 95,5 %. Dalam kinetika kimia, suatu konstanta laju reaksi atau koefisien laju reaksi k mengukur laju dari suatu reaksi kimia. Nilai k dalam reaksi ini didapat dari jurnal sebesar $2,85 \text{ mol h}^{-1}\text{g}^{-1}$ (Ko, et al., 1995). Persamaan reaksi yang terjadi adalah :



A 2B C 2D

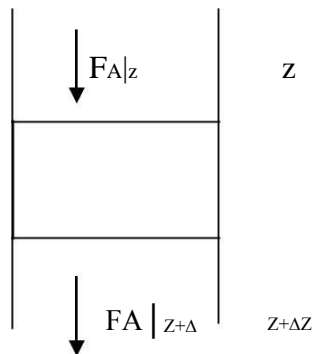
2. Persamaan-persamaan Matematis Reaktor

Tabel A-1. Neraca Massa Reaktor

komponen		BM	INPUT		OUTPUT	
			kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Anilin	$C_6H_5NH_2$	93	21,7	2020,0	0,9	85,0
Methanol	CH_3OH	32	216,5	6929,5	174,9	5597,8
DMA	$C_6H_5N(CH_3)_2$	121	0,0	0,0	20,8	2517,6
Air	H_2O	18	2,5	45,0	44,1	794,0
TOTAL			240,8	8994,4	240,8	8994,4

a) Persamaan neraca massa pada elemen volum

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

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

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

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

$$\frac{F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-r_A) \cdot \frac{\pi ID^2}{4} \cdot Nt$$

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

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

dimana :

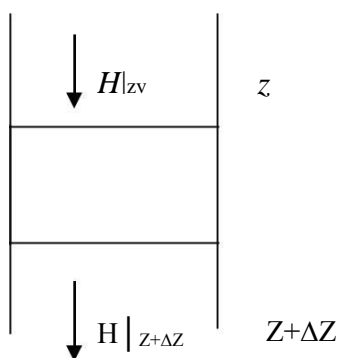
$$F_A = F_{A0}(1 - x)$$

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

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

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

b). Persamaan neraca panas pada elemen volum



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

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_{R.V} - U d.Nt.\Delta z.\pi.O.D.(T - T_P) = 0$$

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

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

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

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

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

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

Dimana :

$$H = Q = \sum Fi \cdot Cpi \cdot (T - Tref)$$

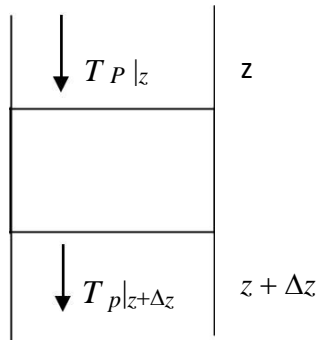
$$dH = \sum Fi \cdot Cpi \cdot dT$$

Sehingga :

$$\sum Fi \cdot Cpi \cdot \frac{dT}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot Nt - Ud \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{FA0 \cdot (\Delta HR) \frac{dx}{dz} - Ud \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - Tp)}{\sum Fi \cdot Cpi} \dots\dots\dots(2)$$

c). Persamaan neraca panas pendingin



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

$$Wp.Cp_p .Tp|_z - Wp.Cp_p .Tp|_{z+\Delta z} + Ud.Nt.\Delta z.\pi.OD.(T - T_p) = 0$$

$$Wp.Cp_p .Tp|_z - Wp.Cp_p .Tp|_{z+\Delta z} = -Ud.Nt.\Delta z.\pi.OD.(T - T_p)$$

$$\frac{Wp.Cp_p .Tp|_z - Wp.Cp_p .Tp|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{Wp.Cp_p .Tp|_z - Wp.Cp_p .Tp|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)$$

$$-\frac{dT_p}{dz} = -\frac{Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)}{Wp.Cp_p}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)}{Wp.Cp_p} \dots\dots\dots(3)$$

d). Pressure drop

Pressure drop pada reaktor dicari menggunakan persamaan Ergun

(Fogler, p.159)

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

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

3. Langkah Perancangan

a. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor jenis fixed bed multitubes dengan 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 tipe shell and tube
- *Pressure Drop* gas pada *fixed bed* lebih kecil dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed*.
- Kehilangan katalis termasuk kecil jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed*.
- Konstruksi reaktor lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed* sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatannya relatif murah.

(Charles G Hill, p 425-431)

b. Menentukan Bahan Konstruksi

Dalam 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 :

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

Tabel A-2. Data Panas Pembentukan.

Komponen		Hf (KJ/kmol)	Hf (KJ/mol
CH ₃ OH	methanol	100264,23	100,26
H ₂ O	air	-241800,00	-241,8
C ₆ H ₅ NH ₂	aniline	86688,98	86,68
C ₆ H ₅ N(CH ₃) ₂	DMA	-201188,93	-201,18

$$(\Delta HR^0_{298}) = (\sum \Delta H_f^0)_{\text{produk}} - (\sum \Delta H_f^0)_{\text{reaktan}}$$

$$= (\Delta H_f^0 \text{ C}_6\text{H}_5\text{N}(\text{CH}_3)_2 + \Delta H_f^0 \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta H_f^0 \text{ CH}_3\text{OH} + \Delta H_f^0 \text{ C}_6\text{H}_5\text{NH}_2)$$

$$= ((-201188,93) + (-241800,00)) - (100264,23 + 86688,98)$$

$$= -629942,15 \text{ Kj/Kmol}$$

Dari perhitungan diatas didapatkan bahwa ($\Delta H R_{298}^0$) bernilai negatif sehingga reaksi ini bersifat eksotermis. Nilai Q yang diperoleh sebesar 19390376,07 Kj/Jam.

2. BM Rata Rata Gas

$$BM_G = \sum_{i=1}^N Y_i \cdot BM_i$$

Dimana :

Y_i = fraksi mol komponen i

BM_i = BM komponen i

Didapatkan berat molekul rata-rata gas = 37,36 kg/kmol

3. Z umpan masuk reaktor

Berdasarkan Fig. 3.15 (Smith van Ness), untuk menentukan Z menggunakan koefisien virial dengan menggunakan persamaan 3.61 sampai 3.66

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

$$Z = 1 + \frac{BP}{RT} = 1 + B^0 \frac{Pr}{Tr}$$

$$Z = 1 + \left[\frac{BP_c}{RT_c} \right] \left[\frac{Pr}{Tr} \right]$$

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

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

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

Tabel A-3. Data Z umpan Masuk Reaktor

Komponen	Yi	Tr	Pr	Bo
methanol	0,8994	1,1666	0,0125	-0,2468
air	0,0104	0,9241	0,0046	-0,3958
aniline	0,0902	0,8555	0,0191	-0,4587
DMA	0,0000	0,8705	0,0279	-0,4439
TOTAL	1,0000	3,8166	0,0641	-1,5452

Lanjutan Tabel A-3

Komponen	BPc/RTc	Pr/Tr	Z	Yi.Z
methanol	-0,2191	0,0107	0,9977	0,8973
air	-0,4305	0,0050	0,9979	0,0104
aniline	-0,5364	0,0223	0,9880	0,0891
DMA	-0,5120	0,0321	0,9836	0,0000
TOTAL	-1,6980	0,0701	3,9671	0,9968

Maka dari data dan perhitungan di atas diperoleh nilai Z umpan Masuk

Reaktor adalah 0,9968

4. Volume gas masuk reaktor

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

Dimana :

$$n = \text{Mol umpan, mol/dtk} = 66,8791 \text{ mol/s}$$

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

$$\text{cm}^3 \cdot \text{atm/gmol.K} \quad T = \text{Temperatur, K} = 598 \text{ K}$$

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

Didapatkan laju alir volumetric (V_g) = 3,2709 m³/s

5. Densitas gas campuran

$$\rho_G = \frac{P.BM_G}{R.T.Z}$$

Didapatkan densitas gas campuran (ρ_G) = 0,0007638 g/cm³

6. Viskositas Umpan (μ)

Viskositas fase 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
CH ₃ OH	methanol	-14,236	3,89E-01	-6,276E-05
H ₂ O	air	-36,826	4,29E-01	1,6200E-05
C ₆ H ₅ NH ₂	aniline	-6,918	2,59E-01	-3,4348E-05
C ₆ H ₅ N(CH ₃) ₂	DMA	-11,427	2,37E-01	-2,7800E-05

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

Sehingga diperoleh $\mu_{\text{gas}} = 0,000019 \text{ kg/m.s}$

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
CH ₃ OH	methanol	0,00234	5,43E-06	1,32E-07
H ₂ O	air	-0,2758	0,0046	-5,5,E-06
C ₆ H ₅ NH ₂	aniline	-0,01796	8,35E-05	1,50E-09
C ₆ H ₅ N(CH ₃) ₂	DMA	-0,02003	8,21E-05	3,84E-09

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

Lanjutan Tabel A-5

Komponen		y _i	k _{gas}	y _i .k _{gas}
			W/m.K	W/m.K
CH ₃ OH	methanol	0,899	0,053	0,047
H ₂ O	air	0,010	0,501	0,005
C ₆ H ₅ NH ₂	aniline	0,090	0,032	0,003
C ₆ H ₅ N(CH ₃) ₂	DMA	0,000	0,030	0,000
TOTAL		1,000	0,617	0,055

Sehingga diperoleh k campuran = 0,055 W/m.K

d. Menentukan spesifikasi *Shell and Tube*

- Pemilihan tempat katalisator (*tube*)
- Katalisator

Katalis yang dipakai adalah Alumina . Dimensi katalis yang dipakai :

Diameter = 10 mm

Bentuk = Padat

Densitas = 1,843 gr/cm³

Porositas = 0,36

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 hw/h, telah diteliti oleh Colburns (Smith, 1981).

D _p /D _t	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

Dipilih D_p/D_t = 0,15 karena memberikan nilai hw/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,

$$\text{cal/j.cm}^2\cdot\text{K}$$

Sehingga:

$$D_p/D_T = 0,15$$

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

$$D_t = \left(\frac{1 \text{ cm}}{0,15} \right) = 6,667 \text{ cm} = 2,62 \text{ in}$$

1. Jenis dan ukuran tube

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

$$\text{Ukuran pipa IPS} = 3,00 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 3,5 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 3,07 \text{ in}$$

$$\text{Flow area perpipa} = 7,38 \text{ in}^2$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

Pipa tersusun secara *triangular pitch*

2. Menghitung mass velocity umpan

(Gt) Asumsi $Re = 2500$ (Transisi)

$$G_t = \frac{\mu \cdot NRe}{D_t} = 2206,1309 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

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

D_t = iner diameter

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

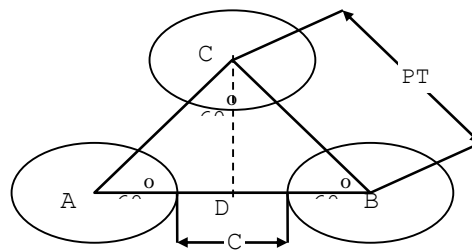
- $At = \frac{G}{Gt} = 4,0770 \text{ m}^2$
- Jumlah tube (Nt) = 650 buah

4. Lay Out pipa dalam reactor

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 (IDs)

Untuk menghitung diameter shell, dicari luas penampang shell total

luas shell = luas segitiga

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

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

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

Sehingga =

$$\begin{aligned} ID_s &= \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}} \\ &= 297,57 \text{ cm} \\ &= 2,97 \text{ m} \\ &= 117,15 \text{ in} \end{aligned}$$

Keterangan :

P_T = pitch tube (cm)

N_t = jumlah tube

6. Baffle space (B)

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

7. Flow area shell

Keterangan :

$$a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T}$$

$$= 0,033 \text{ ft}^2$$

ID_s = diameter dalam shell (in)

C' = jarak antar tube (in)

B = baffle spacing (in)

8. Mass velocity sisi shell (dowtherm RP)

$$ws \text{ (laju dowtherm RP)} = 965,07 \text{ kg/jam}$$

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} = 64288,27 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

9. Bilangan reynold sisi shell (dowtherm RP)

$$\text{- } T = 30 \text{ C}$$

$$\text{- } C_p = 0,2183 \text{ cal/g K}$$

$$\text{- } \text{Densitas, } \rho = 1,0223 \text{ g/cm}^3$$

$$\text{- } \text{Konduktifitas termal, } K = 1,1194 \text{ cal/jam cm K}$$

$$\text{- } \text{Viskositas, } \mu = 22,8274 \text{ g/cm Jam}$$

$$Re_s = \frac{De \times G_t}{\mu} = 8846,46 \text{ (aliran turbulen)}$$

10. Koefisien perpindahan panas

Shell (dowterm)	Tube (gas)
<ul style="list-style-type: none"> Menghitung De $De = \frac{4(0,5.PT^2 \cdot 0,866 - 0,5.\pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{0,5.\pi \cdot OD}$ $= 2,5330 \text{ in}$	<ul style="list-style-type: none"> Menghitung bilangan prandtl (Pr) $Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{k}$ $= 0,7121$
<ul style="list-style-type: none"> Menentukan nilai jH <p>dari fig.28 Kern, P.838 didapat jH = 35</p>	<ul style="list-style-type: none"> Menentukan nilai jH <p>dari fig. 24 Kern, P.834 didapat jH = 5</p>
<ul style="list-style-type: none"> Menghitung koefisien perpindahan panas (ho) $ho = jH \left(\frac{Ks}{De} \right) \left(\frac{Cps \cdot \mu s}{Ks} \right)^{1/3}$ $= 154,2379 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$	<ul style="list-style-type: none"> Menghitung koefisien perpindahan panas (hi) $hi = jH \cdot \left(\frac{k}{IDt} \right) \cdot (Pr)^{1/3}$ $= 0,2327 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$
	<ul style="list-style-type: none"> Koreksi hi ke permukaan pada diameter luar tube $hio = hi \cdot (ID/OD)$ $= 0,2040 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$

- Menghitung koefisien perpindahan panas bersih (Uc)**

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 0,2037 \text{ Btu/ft}^2.F.jam$$

- Menghitung Dirt Overall Coefficient (Ud)**

$$U_d = \frac{1}{R_d + \frac{1}{U_c}} = 0,2000 \text{ Btu/ft}^2.F.jam$$

d. 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 in ²
Luas permukaan luar perpanjang pipa	= 0,917 ft ² /ft
Luas permukaan dalam perpanjang pipa	= 0,804 ft ² /ft
Panjang pipa	= 3,8 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%)

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,70 \text{ psi}$$

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

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 :

Tekanan yang diijinkan (f) = 12.650 psi

Efficiency pengelasan (E) = 0,85

Faktor korosi (c) = 0,125

Dengan IDs = 117,1545 in

ts = 0,22 in

= 0,25 in (standar)

ODs = IDs + 2 (tebal shell)

= 117,6545 in

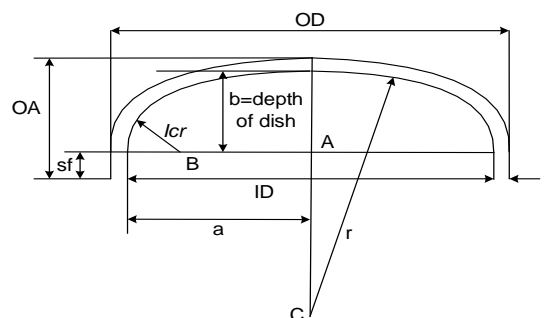
= 2,99 m

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)

$$tH = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2P} + c$$

Dipilih tebal 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

$$\begin{aligned} Icr &= 7,250 \text{ in} \\ R &= 114 \text{ in} \\ a = ID_s/2 &= 58,577 \text{ in} \\ AB = a - icr &= 51,327 \text{ in} \\ BC = r - icr &= 106,75 \text{ in} \\ AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} &= 93,601 \text{ in} \\ B &= 20,399 \text{ in} \end{aligned}$$

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

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

4. Tinggi reaktor

$$h = \text{panjang tube} + (2 \times \text{tinggi head})$$

$$= 198,8421 \text{ in}$$

$$= 5,05 \text{ m}$$

5. Volume reaktor

$$\begin{aligned} \text{Volume head (Vh)} &= 0,000049 \text{ IDs}^3 && \text{(Brownell, 1959)} \\ &= 0,00129 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell (Vs)} &= \pi/4 \cdot (\text{IDs})^2 \cdot Z \\ &= 26,4143 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor (Vr)} &= \text{Vs} + (2 \times \text{Vh}) \\ &= 26,42 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Keterangan : Z = panjang tube (in)

IDs = diameter dalam shell (in)

6. Spesifikasi Nozzle

a). Diameter saluran gas umpan

$$d, \text{ optimum} = 260 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

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

$$\rho = \text{Densitas gas umpan mix} = 0,7638 \text{ kg/m}^3$$

sehingga, diameter optimum = 20,70 in

$$\text{Dipilih ukuran standar : ID} = 21,00 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 22,00 \text{ in}$$

b). Diameter saluran gas keluar

$$d, \text{ optimum} = 260 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

$$G = \text{Kecepatan umpan keluar} = 2,4985 \text{ kg/s}$$

$\rho = \text{Densitas gas keluar mix} = 0,7532 \text{ kg/m}^3$
 sehingga, diameter optimum = 20,81 in

Dipilih ukuran standar : ID = 21,00 in
 OD = 22,00 in

c). Diameter pendingin masuk

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

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

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

$$d, \text{ optimum} = 260 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

$$= 0,0442 \text{ in}$$

Dipilih ukuran standar : ID = 0,269 in
 OD = 0,405 in

d). Diameter pendingin keluar

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

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

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

$$d, \text{ optimum} = 260 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

$$= 0,0472 \text{ in}$$

Dipilih ukuran standar : ID = 0,269 in
 OD = 0,405 in

7. Isolasi

- Asumsi :
1. Keadaan steady state
 2. Suhu udara luar = 30°C
 3. Suhu dinding luar isolator = 50°C

Sifat – sifat fisis bahan :

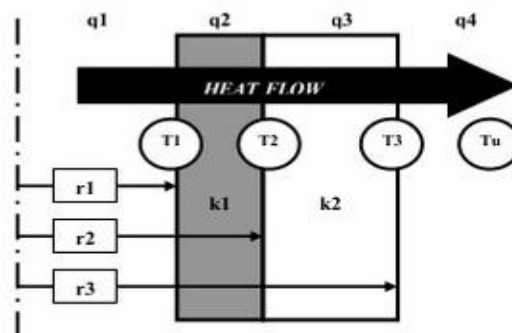
- Bahan isolasi asbestos, (Kern, 1983) :

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

$$e = 0,96$$

- Sifat-sifat fisis udara pada suhu T_f (Holman, 1988. Daftar A-5)

$$\begin{aligned} T_f &= 315,65 && \text{K} \\ \nu &= 0,00002 && \text{m}^2/\text{s} \\ k &= 0,02742627 && \text{W/m.C} \\ Pr &= 0,70433808 \\ \beta &= 0,003168066 && \text{K}^{-1} \\ \mu &= 0,000019 && \text{kg/m.s} \\ g &= 9,8 && \text{m/s}^2 \end{aligned}$$



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

$$Q_D = h_c \cdot A \cdot (T_3 - T_u)$$

$$Q_D = h_c \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_u)$$

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

$$h_c = 1.31 * (\Delta T)^{1/3}$$

c). Panas Radiasi

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

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

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

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

Tebal isolasi (x) = 17,04 cm

Tabel A-6 Perubahan Konversi, Suhu dan Tekanan Terhadap Panjang Reaktor

NO	Z (m)	X	T (K)	Ts (K)	P (atm)
0	0	0	598	303	1,00000
1	0,1000	0,4944	601,6636	328,7062	0,9999
2	0,2000	0,6223	602,5966	351,5602	0,9998
3	0,3000	0,6939	603,1138	371,8718	0,9996
4	0,4000	0,7410	603,4510	390,0387	0,9995
5	0,5000	0,7748	603,6906	406,3805	0,9994
6	0,6000	0,8004	603,8705	421,1530	0,9993
7	0,7000	0,8205	604,0107	434,5632	0,9992
8	0,8000	0,8367	604,1233	446,7806	0,9990
9	0,9000	0,8502	604,2158	457,9464	0,9989
10	1,0000	0,8615	604,2930	468,1788	0,9988
11	1,1000	0,8712	604,3587	477,5784	0,9987
12	1,2000	0,8796	604,4151	486,2313	0,9985
13	1,3000	0,8869	604,4641	494,2117	0,9984
14	1,4000	0,8934	604,5071	501,5843	0,9983
15	1,5000	0,8991	604,5451	508,4055	0,9982
16	1,6000	0,9042	604,5790	514,7252	0,9981
17	1,7000	0,9089	604,6093	520,5875	0,9979
18	1,8000	0,9131	604,6368	526,0313	0,9978
19	1,9000	0,9169	604,6616	531,0918	0,9977
20	2,0000	0,9204	604,6843	535,8001	0,9976
21	2,1000	0,9236	604,7050	540,1846	0,9975
22	2,2000	0,9265	604,7241	544,2705	0,9973
23	2,3000	0,9293	604,7416	548,0810	0,9972
24	2,4000	0,9318	604,7579	551,6369	0,9971
25	2,5000	0,9341	604,7730	554,9571	0,9970
26	2,6000	0,9363	604,7871	558,0591	0,9968
27	2,7000	0,9384	604,8003	560,9585	0,9967
28	2,8000	0,9403	604,8126	563,6701	0,9966
29	2,9000	0,9421	604,8241	566,2069	0,9965
30	3,0000	0,9438	604,8350	568,5813	0,9964

Lanjutan Tabel A-6

NO	Z (m)	X	T (K)	Ts (K)	P (atm)
31	3,1000	0,9454	604,8453	570,8044	0,9962
32	3,2000	0,9469	604,8549	572,8867	0,9961
33	3,3000	0,9483	604,8641	574,8377	0,9960
34	3,4000	0,9497	604,8728	576,6662	0,9959
35	3,5000	0,9510	604,8811	578,3804	0,9958
36	3,6000	0,9522	604,8889	579,9879	0,9956
37	3,7000	0,9533	604,8964	581,4957	0,9955
38	3,8000	0,9544	604,9035	582,9103	0,9954
39	3,9000	0,9555	604,9103	584,2378	0,9953