

# LAMPIRAN

## REAKTOR-01

Jenis : Reaktor katalitik *Gauze Bed*

Fungsi : Tempat berlangsungnya oksidasi amoniak ( $\text{NH}_3$ ) dan udara ( $\text{O}_2$ ) menjadi nitrogen oksida ( $\text{NO}$ )

Kondisi Operasi : Suhu =  $800^\circ\text{C}$   
Tekanan = 8 atm  
Reaksi = Eksotermis  
Katalis = Platina-Rhodium

Mekanisme reaksi :

Dalam reaksi oksidasi  $\text{NH}_3$  menjadi  $\text{NO}$ , terdapat beberapa hal yang harus dipertimbangkan, diantara faktor yang paling kritis adalah suhu reaksi dan waktu reaksi. Produk  $\text{NO}$  hanya akan terbentuk pada suhu diatas  $500^\circ\text{C}$ , pada suhu lebih rendah akan terbentuk produk samping berupa nitrogen ( $\text{N}_2$ ) dan sejumlah kecil oksida nitrogen ( $\text{N}_2\text{O}$ ).

Asumsi yang diambil dalam perancangan reactor :

- Aliran merupakan *plug flow*
- Sistem *steady state*
- Suhu katalis identik dengan suhu gas

## A. PERSAMAAN-PERSAMAAN PERANCANGAN REAKTOR

### 1. Arus Inlet

Suhu inlet : 800°C

Tekanan : 8 atm

Komposisi gas :

NH<sub>3</sub> : 847,6640 kg/jam

N<sub>2</sub> : 11029,6048 kg/jam

O<sub>2</sub> : 3350,7660 kg/jam

H<sub>2</sub>O : 0,8485 kg/jam

### 2. Arus Outlet

Suhu outlet : 800°C

Tekanan : 8 atm

Komposisi gas :

NH<sub>3</sub> : 16,9532 kg/jam

N<sub>2</sub> : 11029,6048 kg/jam

O<sub>2</sub> : 1396,1525 kg/jam

NO : 1465,9601 kg/jam

H<sub>2</sub>O : 1320,2126 kg/jam

### 3. Reaksi sepanjang reaktor

Katalis yang digunakan adalah Platina(Pt)/Rhodium(Rh) dengan spesifikasi sebagai berikut :

- a. Mesh = 80 mesh/inch
- b. Nominal wire diameter = 0,003 inch

Reaksi yang terjadi dalam reaktor adalah :



Persamaan kinetika untuk reaksi diatas adalah:

$$(-r_A) = K g_A^s \cdot \alpha_{WR} \cdot P_A \quad (\text{Rase, 1977})$$

dengan,

$K g_A^s$  = koefisien transfer massa (gmol/cm<sup>2</sup>.s.atm)

$\alpha_{WR}$  = luas permukaan per unit volume (cm<sup>2</sup>/cm<sup>3</sup>)

$P_A$  = tekanan parsial A (atm)

$(-r_A)$  = laju reaksi (gmol/cm<sup>3</sup>.s)

Harga  $K g_A^s$  dapat dihitung dengan persamaan empiris : (Rase, 1977)

$$K g_A^s = \frac{0,865 N_{RE}^{-0,648} G}{P N_{sc}^{2/3} M_m \varepsilon_w}$$

dengan,

$N_{RE}$  = Bilangan Reynolds

$N_{sc}$  = Bilangan Schmidt

G = mass flow rate

$M_m$  = berat molekul campuran gas

$\varepsilon_w$  = porositas

Menurut Rase (1977), luas permukaan dapat didefinisikan sebagai berikut :

$$\alpha_{WR} = \frac{\pi}{4} \cdot n_w^2 \cdot l_w$$

dengan,

$n_w$  = ukuran mesh gauze (dipilih 80 mesh yang biasa digunakan di plant)

$l_w$  = bagian kawat yang aktif, dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$l_w = \left[ \left( \frac{1}{n_w} \right)^2 + d_w^2 \right]$$

$d_w$  = diameter kawat (dipilih 0,003 in yang biasa digunakan di plant)

#### 4. Neraca massa komponen

Reaktor dilakukan perhitungan dengan pendekatan jenis fixed bed reaktor yang alirannya diasumsikan *plug flow*. Dalam perancangan ini, reaktor dimodelkan sebagai berikut :

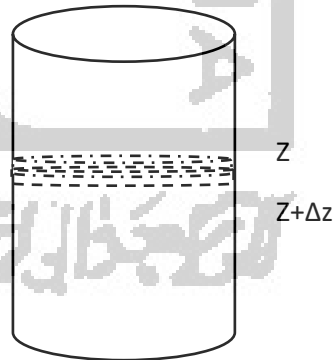
$$G \cdot Y|_z - G \cdot Y|_{z + \Delta z} - (-r_A) \cdot M_f \cdot \Delta z = 0 (s.s)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{G \cdot Y|_z - G \cdot Y|_{z + \Delta z}}{A \cdot \Delta z} - (-r_A) = 0$$

$$-\frac{d}{dz} \left( \frac{G}{M_f} Y \right) = (-r_A)$$

$$\frac{G dy}{M_f \cdot dz} + (-r_A) = 0$$

$$-\frac{G}{M_f} dy_A = (-r_A) dz$$



Dengan.

$G$  = laju alir massa gas ( $\text{g}/\text{cm}^2 \cdot \text{s}$ )

$Z$  = tinggi bed

$M_f$  = berat molekul campuran ( $\text{gr}/\text{mol}$ )

$y_A$  = fraksi mol  $\text{NH}_3$

dimana,  $y_A = y_{A0}(1-x)$

sehingga, dengan asumsi konstan molal :

$$-\frac{G}{M_f} y_{A0} dx = (-r_A) dz$$

Recall persamaan (x) substitusi ke persamaan (x), diperoleh

$$\frac{dx}{dz} = K g_A^s \cdot \alpha_{WR} \cdot (1-x) \cdot P \cdot \frac{M_f}{G}$$

dengan,

$x$  = konversi  $\text{NH}_3$

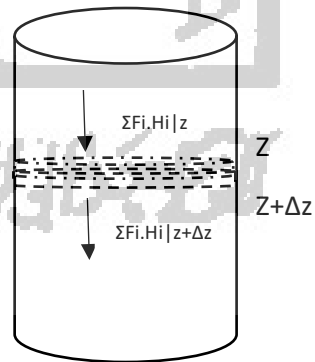
#### 5. Neraca Panas Komponen

$$\sum F_i \cdot H_i - \sum F_i \cdot H_i|_{z+\Delta z} = 0$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{\sum F_i \cdot H_i - \sum F_i \cdot H_i|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = 0$$

$$\frac{d(\sum F_i \cdot H_i)}{dz} = 0$$

$$\sum F_i \cdot C_{p_i} \frac{dT}{dz} + \sum H_i \cdot \frac{dF_i}{dz} = 0$$



$$\frac{dT}{dz} = \frac{\sum H_i \cdot \frac{dF_i}{dz}}{\sum F_i \cdot C_{p_i}}$$

a. Neraca Massa

Senyawa	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
NH3	845,4621	16,9092
H2O	0,8463	1316,7832
O2	3342,062	1392,5258
N2	11000,9539	11000,9539
NO	-	1462,1521
Total	15189,32429	15189,32429

b. Neraca Panas

Komponen	Q input (kj/jam)	Q output (Kj/jam)
Umpan	11900788,29	
Produk		13731667,88
Panas reaksi	-1138,80641	
Q pendingin	1842018,4	
Total	13741667,88	13731667,88

c. Menentukan Umpan yi Masuk

Senyawa	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	yi	yi.BM
NH3	17	845,4621	49,7331	0,0909	1,5453
H2O	18	0,8463	0,0470	0,0001	0,0015
O2	32	3342,062	104,4394	0,1909	6,1086
N2	28	11000,9539	392,8912	0,7181	20,1074
NO	30	0	0,0000	0,0000	0,0000
Total			547,1107	1,0000	27,7628

d. Konduktivitas Panas Gas

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

Senyawa	A	B	C	k (W/m.K)	Fraaksi Mol	k.yi
NH3	0,00457	2,32E-05	1,48E-07	0,1179	0,0909	0,0107
H2O	0,0053	4,71E-05	4,96E-08	0,0747	0,0001	0,0000
O2	0,00121	8,62E-05	-1,33E-08	0,0616	0,1909	0,0118
N2	0,00309	7,59E-05	-1,10E-08	0,0568	0,7181	0,0408
Total						0,0633

dengan katalis Pt-Rh :

Ukuran mesh,  $n_w = 80$  in

Diameter kawat,  $d_w = 0,003$  in

dapat dilakukan:

**1. Menentukan diameter bed katalis**

Menurut Rase, 1977 untuk 100 ton HNO<sub>3</sub>/hari diketahui

cross sectional area = 2,7547 ft<sup>2</sup>

sehingga untuk kapasitas perancangan : 24.000 ton/tahun

= 65,734 ton hari

cross sectional area = 2,7547 x  $\frac{\text{kapasitas perancangan per hari}}{100}$

= 2,7547 x 0,657

$$= 1,811 \text{ ft}^2 = 1682,76 \text{ cm}^2$$

Diameter katalis bed

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 1682,76}{3,14}}$$

$$= 46,30 \text{ cm} = 18,24 \text{ in} \approx 19 \text{ in}$$

$$\text{Jadi, } A = \frac{D^2 \times \pi}{4}$$

$$= 2962,41 \text{ cm}^2 = 0,296 \text{ m}^2$$

## 2. Menentukan fluks massa umpan reaktor (G)

Fraksi mol ammonia masuk reaktor pada umumnya berkisar antara 8% - 11,5%,  
dari neraca massa diperoleh :

Fraksi mol terhitung = 0,0909 = 9,0901%

Komposisi masuk reaktor :

- Komposisi Amonia :

Senyawa	Masuk (kg)	kmol	yi	kmol.yi
NH <sub>3</sub>	845,4621	49,7331	0,0909	4,5208
H <sub>2</sub> O	0,8463	0,0470	0,0001	0,0000
Total	846,3084	49,7801		4,5208

- Komposisi Udara :

Senyawa	Masuk (kg)	kmol	yi	kmol.yi
---------	------------	------	----	---------



O2	3342,062	104,4394	0,1909	19,9367
N2	11000,9539	392,8912	0,7181	282,1431
Total	14343,0159	497,3306		302,0798

Umpan total masuk reaktor = 306,6006 kmol/jam = 0,0852 kmol/detik

$$G = \frac{\text{umpan total masuk reaktor} \times BM}{\text{cross sectional area}}$$

$$= \frac{0,0852 \frac{\text{kmol}}{\text{detik}} \times 27,7628}{1682,76 \text{ cm}^2}$$

$$= 0,0014051 \text{ kg/cm}^2 \cdot \text{s} = 1,4051 \text{ g/cm}^2 \cdot \text{s}$$

### 3. Menentukan jumlah tumpukan gauze

Jika  $y_{Ao}$  adalah fraksi mol amonia pada umpan masuk, maka harga  $M_f$  dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$M_F = (32)(0,21)(1 - y_{Ao}) + (28,01)(0,79)(1 - y_{Ao}) + 17,03y_{Ao}$$

$$= (32)(0,21)(1 - 0,0909) + (28,01)(0,79)(1 - 0,0909) + (17,03 \times 0,0909)$$

$$= 27,7736 \text{ gr/mol}$$

Untuk menghitung jumlah tumpukan gauze, dibutuhkan beberapa komponen, antara lain:

1) Luas Permukaan

$$\alpha_{WR} = \pi \cdot n_w^2 \cdot l_w$$

Dengan,

$n_w$  = ukuran mesh gauze = 80 mesh

$d_w$  = diameter kawat = 0,003 in = 0,0076 cm

$l_w$  = bagian kawat yang aktif, dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$l_w = \left[ \left( \frac{1}{n_w} \right)^2 + d_w^2 \right]^{0,5}$$

$$= \left[ \left( \frac{1}{80} \right)^2 + 0,0076^2 \right]^{0,5}$$

$$= 0,0146$$

Maka,

$$\alpha_{WR} = 3,14 \times (80)^2 \times 0,0146$$

$$= 294,1345$$

2) Luas kawat per gauze cross sectional area

$$f_w = a_{WR} \cdot 2 \cdot d_w$$

$$= 294,1345 \times 2 \times 0,0076$$

$$= 4,4792$$

3) Porositas

$$\varepsilon_w = \left[ 1 - \left( a_{WR} \cdot \frac{d_w}{4} \right) \right]$$

$$= \left[ 1 - \left( 294,1345 \cdot \frac{0,0076}{4} \right) \right]$$

$$= 0,4401$$

Penentuan sifat-sifat fisis yang dibutuhkan dapat didekati dengan persamaan-persamaan berikut ini : (Rase, 1977)

1) Difusivitas amonia

$$D_A = 0,227 \cdot \left( \frac{T}{293} \right)^{3/2} \cdot \left( \frac{1}{P} \right) \quad T_{in} = 800^\circ\text{C} = 1073 \text{ K}$$

$$= 0,227 \cdot \left( \frac{1073}{293} \right)^{3/2} \cdot \left( \frac{1}{8} \right) \quad P_{opp} = 8 \text{ atm}$$

$$= 0,1989 \text{ cm}^2 \cdot \text{s}$$

2) Densitas fluida didekati dengan persamaan gas ideal

$$\rho_F = \frac{W.F}{V} = \frac{M_f \cdot P}{R \cdot T} \quad R = 82,06 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/K} \cdot \text{mol}$$

$$= \frac{27,7736 \times 8}{82,06 \times 800}$$

$$= 0,0034 \text{ g/cm}^3$$

3) Viskositas fluida

$$\mu_F = (12,5 + 0,029T)10^{-5}$$

$$= (12,5 + 0,029(1073))10^{-5}$$

$$= 0,000438 \text{ g/cm} \cdot \text{s}$$

Harga  $kg_A^s$  dapat dihitung dengan persamaan empiris berikut : (Rase, 1977)

$$kg_A^s = \frac{0,865 N_{RE}^{-0,648} G}{P N_{Sc}^{2/3} M_m \varepsilon_w}$$

dimana :  $N_{RE} = \frac{d_w \cdot G}{\varepsilon_w \cdot \mu_F}$  (Bilangan Reynold)

$$= 55,4624$$

$N_{Sc} = \frac{\mu_F}{\rho_F \cdot D_A}$  (Bilangan Schmidt)

$$= 0,6513$$

$M_m$  = berat molekul fluida (dapat dianggap  $M_F$ )

maka nilai  $kg_A^s$  terhitung :

$$kg_A^s = 0,00123$$

Dengan asumsi aliran fluida plug flow diperoleh model matematis sebagai berikut:

$$\ln(1 - X_A) = -\frac{M_F}{G} \cdot kg_A^s \cdot P \cdot f_w \cdot n_s$$

$$\text{Sehingga } n_s = \frac{\ln(1-X_A)}{-\frac{M_F}{G} \cdot k g_A^s \cdot P \cdot f_w}$$

$$= 4,5049 \approx 5$$

Jadi, jumlah tumpukan katalis pada reaktor adalah 5 *gauze*.

#### 4. Menghitung tinggi bed katalis

$$\text{Height of catalyst bed } (h_c) = 2 \cdot d_w$$

$$= 0,006 \text{ in}$$

$$\text{Untuk 5 tumpukan gauze, } h_c = 5 \times 0,006 \text{ in}$$

$$= 0,03 \text{ in} = 0,08 \text{ cm}$$

#### 5. Menghitung berat bed katalis

Dari Rase H.F, berat dari 80 mesh gauze = 1,71 troy oz/ft<sup>2</sup>

Katalis yang dibutuhkan = 2 troy oz/daily ton

$$\text{Berat 1 gauze} = 1,71 \times \text{cross sectional area}$$

$$= 1,71(1,811)$$

$$= 3,097 \text{ troy oz}$$

$$\text{Berat 12 gauze} = 37,168 \text{ troy oz}$$

Berat katalis yang dibutuhkan = 2 x kapasitas pabrik/hari

$$= 2 (65,75)$$

$$= 131,51 \text{ troy oz}$$

$$\text{Total berat katalis dan gauze} = 37,168 + 131,51$$

$$= 168,67 \text{ troy oz} = 5,246 \text{ kg}$$

## B. MECHANICAL DESIGN

### 6. Menghitung shell

- Tekanan design

diambil maximum over design 20%

Tekanan operasi = 8 atm

$$= 117,6 \text{ psi}$$

Tekanan design = 141,12 psi

- Tebal dinding shell

Dipilih material Stainless steel SA-240 Grade S

$$t_s = \frac{P \cdot r}{(f \cdot E) - (0,6 \cdot P)} + C$$

Dengan : allowable stress,  $f$  = 750 psi

efisiensi sambungan,  $\epsilon$  = 0,8 (*double welded butt joint*)

radius tangki bagian dalam,  $r$  (IDs) = 9,5 in

factor korosi,  $C$  = 0,125 in

$$t_s = 2,7265 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding standar = 0,1875 in

$$ODs = IDs + (2 \times \text{tebal shell})$$

$$= 9,5 + (2 \times 0,1875)$$

$$= 9,875 \text{ in}$$

Maka dipilih OD standar 12 in (*Brownell & Young* tabel 5.7)

## 7. Menentukan Ukuran Pipa

### 1) Pipa umpan masuk reaktor

Keadaan umpan masuk reaktor :

- *Mass flow rate (W)*

$$\begin{aligned}W &= G \times A \\&= 1,4051 \text{ g/cm}^2 \cdot \text{s} \times 2962,4096 \text{ cm}^2 \\&= 4162,5207 \text{ gr/s}\end{aligned}$$

- *Volumetric flow rate (v)*

$$\begin{aligned}V &= \frac{W}{\rho} = \frac{W \cdot R \cdot T}{P \cdot M_f} \\&= \frac{(4162,5207)(0,000082057)(1073)}{(8)(27,7736)} \\&= 1,649 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Kecepatan linier gas dalam pipa,  $v$  untuk gas dan uap :

$$v = 15\text{-}30 \text{ m/s (Coulson \& Richardson)}$$

diambil  $v = 30 \text{ m/s}$

Luas penampang pipa masuk :

$$\begin{aligned}A &= \frac{V}{v} \\&= \frac{1,649}{30} = 0,055 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Diameter pipa umpan masuk (D)

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$= 0,2647 \text{ m} = 10,419 \text{ in}$$

Berdasarkan standar, dipilih ukuran pipa masuk : (*Peter & Timmerhaus*)

Diameter nominal : 12 in

*Scheduled number* : 40

OD : 12,75 in

ID : 12,09 in = 0,3071 m

A : 115 in<sup>2</sup> = 0,0742 m<sup>2</sup>

v (aktual) : 22,2323 m/s

Dapat disimpulkan bahwa nilai kecepatan linier gas (v aktual) mendekati v tebakan awal yang berkisar antara 15-30 m/s.

Aliran umpan masuk pipa harus turbulen, agar pencampuran uap jenuh amonia dan udara berlangsung baik.

Cek tipe aliran :

$$\begin{aligned} \mu &= (12,5 + 0,0292T) \times 10^{-5} \\ &= (12,5 + 0,0029(1073)) \times 10^{-5} \\ &= 0,00043816 \text{ g/cm.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu} = \frac{P \cdot M_f \cdot v \cdot ID}{\mu} \\ &= 136252799,9 \longrightarrow \text{aliran turbulen} \end{aligned}$$

## 8. Menentukan Dimensi Cone

- Bagian atas

$$\begin{aligned} \text{Panjang sisi bawah segitiga} &= \frac{\text{diameter bed reaktor} - \text{diameter pipa masuk}}{2} \\ &= \frac{19 - 10,419}{2} = 4,29 \text{ in} = 10,89 \text{ cm} \end{aligned}$$

Sudut  $60^\circ$  :

$$\begin{aligned} \text{Sisi miring} &= \frac{\text{sisi bawah}}{\cos 60} \\ &= \frac{10,89 \text{ cm}}{0,5} = 21,78 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sisi depan (tinggi cone)} &= \text{sisi miring} \times \sin 60 \\ &= 21,78 \text{ cm} \times 0,866 = 18,86 \text{ cm} \end{aligned}$$

### 9. Menghitung jaket pendingin

Jumlah air pendingin : 4299,519 kg/jam

Densitas air pendingin : 1587,722 kg/m<sup>3</sup>

Laju alir pendingin (Qw) : 2,701 m<sup>3</sup>/jam

Ditetapkan jarak jaket ( $\gamma$ ) : 0,5 in = 0,00127 m

Jadi,

$$\begin{aligned} \text{Diameter reaktor (d)} &= \text{diameter dalam} + (2 \times \text{tebal dinding}) \\ &= 43 \text{ in} = 1,092 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter total reaktor (D)} &= \text{diameter reaktor (d)} + \text{jarak jaket} \\ &= 43,5 \text{ in} = 1,105 \text{ m} \end{aligned}$$

Luas yang dilalui air pendingin (A) :



$$A = \frac{\pi}{4}(D^2 - d^2) = \frac{\pi}{4}(1,1049^2 - 1,0922^2) = 0,0219 \text{ m}^2$$

Kecepatan air pendingin (v) :

$$v = \frac{V}{A} = \frac{2,707 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0219 \text{ m}^2} = 123,6295 \text{ m/jam}$$

Tebal dinding jaket (tj) :

Tinggi jaket = tinggi reaktor = 0,281 m

g : 32,174 lb/ft<sup>2</sup>

gc : 32,174 lbf.ft/lbf.s<sup>2</sup>

P hidrostatik : 91,483 psi

P design : 109,779 psi

Bahan jaket : Carbon steel, SA-285, Grade A

Joint efficiency (E) : 0,8

Allowable stress (S) : 18750 psia

Faktor korosi (C) : 0,125

Radius bagian dalam (R) : 9,5 in

$$\text{tebal jaket (tj)} = \frac{P \times R}{SE - 0,6P} + C$$

$$tj = \frac{(109,779 \times 9,5)}{(18750 \times 0,8) - (0,6 \times 109,779)} + 0,125 = 0,1948 \text{ in}$$

dipilih tebal jaket standar = ¼ in

## 10. Menghitung tebal isolasi

Absorber bekerja secara adiabatik sehingga memerlukan isolasi untuk meminimalkan adanya transfer panas.

Asumsi perhitungan tebal isolator :

- 1) Transfer panas pada keadaan steady state, maka  $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$
- 2) Suhu pada permukaan shell sebelah dalam ( $T_1$ ) sama dengan rata-rata suhu dalam shell

Dari tabel 8.20, Walas 2<sup>nd</sup> edition dipilih :

Bahan isolasi : micro quartz fiber blanket

K isolator : 0,02 Btu/hr.ft.F = 0,034592 W/cm.°C

P isolator : 3 lb/ft<sup>3</sup>

Jaket pemanas

Bahan : stainless steel

$\rho$  : 7897 kg/m<sup>3</sup>

$C_p$  : 0,452 Kj/kg.C

k : 73 W/m.c

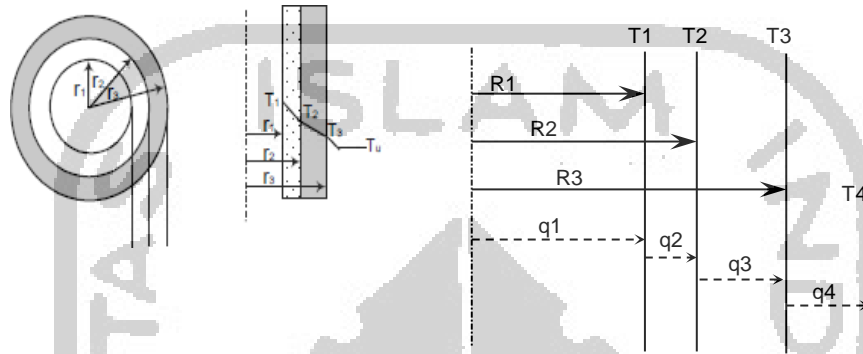
ID : 16 ft = 0,483 m

OD : 2,58 ft = 0,787 m

H : 0,3965 m = 15,62 in

$T_u$  : 30°C = 303 K

Perpindahan panas yang melewati dinding isolasi adalah perpindahan panas dari sinar matahari secara radiasi, panas dari udara luar secara konveksi, kemudian melalui dinding isolasi dan dinding jaket pemanas secara konduksi.



Dimana:

- $T_1$  = Suhu dinding dalam jaket pemanas       $r_1$  = jari-jari dalam jaket  
 $T_2$  = Suhu dinding jaket bagian luar       $r_2$  = jari-jari luar jaket  
 $T_3$  = suhu isolasi luar =  $T_s$        $r_3$  = jari-jari luar setelah diisolasi  
 $T_4$  = Suhu udara luar =  $T_u$   
 $q_1$  = konveksi pemanas ke dinding jaket bagian dalam  
 $q_2$  = konduksi jaket dalam ke jaket luar  
 $q_3$  = konduksi isolasi luar ke permukaan  
 $q_4$  = konveksi dan radiasi permukaan luar isolator ke udara  
 $X_s$  = tebal dinding jaket  
 $X_{is}$  = tebal isolator

Perpindahan panas melalui tiap lapis tahanan dihitung dengan hukum Fourier dan

$A = 2\pi rL$ , diperoleh (J.P.Holman, 1979) :

$$Q = \frac{2\pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_2}}$$

Jika perpindahan panas disertai koveksi dan radiasi, maka persamaan diatas dapat dituliskan :

$$Q = \frac{2\pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_2} + \frac{1}{(h_c + h_r)r_3}}$$

Jika diaplikasikan dalam perhitungan perancangan tangki maka diperoleh :

$$Q = \frac{2\pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_p} + \frac{\ln\left(\frac{r_2 + x_{is}}{r_2}\right)}{k_{is}} + \frac{1}{(h_c + h_r)(r_2 + x_{is})}}$$

Untuk menghitung perpindahan panas dari luar ke dalam shell, harus dihitung terlebih dahulu suhu kesetimbangan radiasi pada permukaan dinding luar yang terkena sinar matahari pada suhu udara lingkungan sekitar shell (J.P.Holman, 1979).

Suhu permukaan dinding luar dihitung dengan persamaan berikut:

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{sun} \alpha_{sun} = \alpha_{low temp} \sigma (T^4 - T_{aurr}^4) \quad (J.P.Holman, 1979, 6th ed)$$

### Suhu isolasi permukaan luar

Isolasi yang digunakan akan dilapisi dengan cat (pigmen) berwarna putih.

Berdasarkan Tabel 8.4 (J.P.Holman, 1979), diperoleh data :

$$\left(\frac{q}{A_{sun}}\right) = 700 \text{ W/m}^2$$

$$\sigma_{surya} = 0,16$$

$$\sigma_{suhu\ rendah} = 0,9$$

$$\sigma = 5,669 \times 10^{-8}$$

$$T_3 = T_s = 321,05 \text{ K} = 48,05^\circ\text{C}$$

Dari daftar A-5 J.P.Holman, diperoleh sifat fisis udara:

T, K	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	Cp, kJ/kg.C	$\mu$ , kg/m.s	v, m <sup>2</sup> /s	k, W/m.C
300	1.1774	1.0057	1.8462E-05	1.57E-05	0.02624
350	0.9980	1.0090	2.0700E-05	2.08E-05	0.03003

$$T_f = \frac{(T_s + T_u)}{2} = \frac{(303 + 321,05)\text{K}}{2} = 312,025 \text{ K}$$

$$b = \frac{1}{T_f} = 0,0013 \text{ R}^{-1}$$

$$\rho_f = 0,9980 \text{ kg/m}^3$$

$$C_{pf} = 1,0090 \text{ KJ/kg.}^\circ\text{C}$$

$$\mu_f = 2,07 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

$$v = 2,08 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k_f = 0,03003 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$L = H = 0,397 \text{ m}$$

$$DT = T_f - T_u = 18,05^\circ\text{C} = 64,49 \text{ F} = 525,16 \text{ R}$$

Untuk konveksi bebas :

$$Gr = \frac{L^3 \times b \times \rho f \times g \times DT}{mf^2} = 9,663 \times 10^8 \quad ; \text{ Bilangan Grashoff}$$

$$Pr = \frac{Cpf \times mf}{kf} = 0,696 \quad ; \text{ Bilangan Prandtl}$$

$$Ra = Gr \times Pr = 6,721 \times 10^8 \quad ; \text{ Bilangan Rayleigh}$$

$$OD/L = 1,986$$

Karena  $OD/L > 35/(Gr^{1/4})$  :

$$35/(Gr^{1/4}) = 0,1986$$

**Menghitung koefisien perpindahan panas secara konveksi**

**Menghitung q tiap lapisan**

$$r_3 = 0,518$$

$$q_4 = (hc + hr) \times (2 \times \pi \times L \times r_3) \times (T_3 - T_4) = 234,5344$$

$$q_3 = q_4$$

$$q_4 = q_2 = \frac{2 \times \pi \times L \times (T_1 - T_2) \times k_{bahan}}{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)}$$

$$T_2 = \frac{T_1 - q_4 \times \ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)}{2 \times \pi \times L \times k_{bahan}} = 798,719 \text{ C}$$

$$q_3 = \frac{2 \times \pi \times L \times (T_2 - T_3) \times k_{isolasi}}{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)} = 234,5344 \text{ W}$$

$$q_2 = \frac{2 \times \pi \times L \times (T_1 - T_2) \times k_{bahan}}{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)} = 234,5344 \text{ W}$$

Selisih  $q_3 - q_4 = 0$  (goal seek)

Tebal isolasi ( $X_{is}$ ) =  $R_3 - R_2 = 0,125 \text{ m} = 12,5 \text{ cm}$

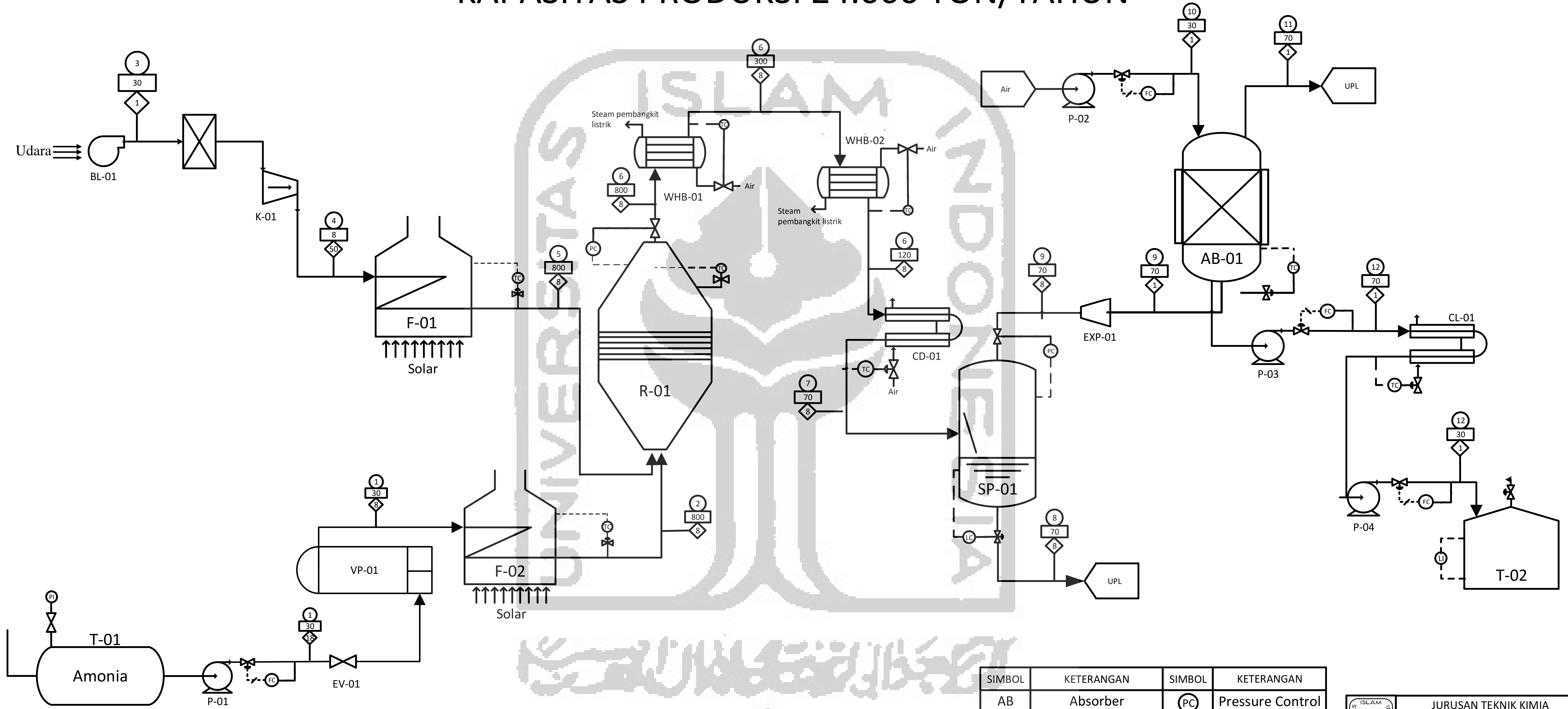
Jadi tebal isolasi reaktor = 12,5 cm



# PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

## PRA RANCANGAN PABRIK ASAM NITRAT DARI AMONIA DAN UDARA

### KAPASITAS PRODUKSI 24.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12
NH <sub>3</sub>	847.6640	847.6640	-	-	-	16.9533	16.9533	-	16.9533	-	16.9533	-
H <sub>2</sub> O	0.8485	0.8485	-	-	-	1320.2126	1319.4797	1319.2849	0.1948	-	0.1948	1060.6061
O <sub>2</sub>	-	-	3350.7660	3350.7660	3350.7660	1396.1525	1357.0602	-	1357.0602	-	628.5237	-
N <sub>2</sub>	-	-	11029.6048	11029.6048	11029.6048	11029.6048	11029.6048	-	11029.6048	-	11029.6048	-
NO	-	-	-	-	-	-	1393.8838	-	1393.8838	-	496.8531	-
NO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	106.7708	-	106.7708	-	44.0263	-
HNO <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	-	5.1309	5.1294	0.0015	-	-	1969.6970
air makeup	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1341.9913	-	-
Total	848.5125	848.5125	14380.3708	14380.3708	14380.3708	13762.9232	15228.8834	1324.4143	13904.4692	1341.9913	12216.1559	3030.3030

SIMBOL	KETERANGAN	SIMBOL	KETERANGAN
AB	Absorber	PC	Pressure Control
BL	Blower	LI	Level Indicator
CD	Condensor	FC	Flow Control
CL	Cooler	TC	Temperature Control
EV	Expansion Valve	Nomor Arus	Nomor Arus
F	Furnace	Suhu, °C	Suhu, °C
K	Kompresor	Tekanan, atm	Tekanan, atm
P	Pompa	Udara Tekan	Udara Tekan
R	Reaktor	Control Valve	Control Valve
S	Separator	Piping	Piping
T	Tangki Penyimpanan	Non Piping	Non Piping
WLB	Waste Heat Boiler		
VP	Vaporizer		

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**  
**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**  
**YOGYAKARTA**

---

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRA RANCANGAN PABRIK ASAM NITRAT DARI**  
**AMONIA DAN UDARA**  
**KAPASITAS PRODUKSI 24.000 TON/TAHUN**

---

Disusun oleh:  
 1. Faradifa Safira 15521036  
 2. Aulia Nur Pradiastika 15521052

---

Dosen Pembimbing:  
 1. Farham H. M. Saleh, Dr., Ir., MSIE.  
 2. Venitalitya Alethea S. A., S.T., M.Eng.