REAKTOR (R)

Fungsi : tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi propana (C_3H_8) menghasilkan propilen (C_3H_6)

Jenis : *Multitube fixedbed reactor*

Kondisi operasi : - T = 600 ^oC

- P = 1520 mmHg (2 atm)
- non adiabatis, isotermal

Katalis : Al_2O_3 (padat)

Reaksi : $C_3H_8 \longleftrightarrow C_3H_6 + H_2$

Reaktor yang dipilih adalah jenis *multitube fixedbed* dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Reaksi gas-gas katalis padat.
2. Tidak perlu pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
3. Konstruksi reaktor lebih sederhana dibandingkan dengan Reaktor *fluidized bed* sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatannya lebih murah.

Neraca massa di sekitar reaktor

No.	Komponen	BM	*Input* (F3)		*Output* (F5)	
			Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
1.	C_3H_6	42,08	7,674	322,326	293,023	12.629,310
2.	C_3H_8	44,09	732,559	32.232,578	439,535	19.339,547
3.	C_4H_{10}	58,12	27,787	1.611,629	27,787	1.611,629
4.	H_2	2,01	0,0000	0,0000	293,023	586,047
Total			34.166,5333 Kg/jam		34.166,5333 Kg/jam	

Konversi akhir yang diinginkan : 40%

A. Menyusun Persamaan Reaksi

Reaksi yang terjadi :

$C_3H_8 \leftrightarrow C_3H_6 + H_2$ 1

$A \leftrightarrow B + C$ 2

Reaksi dehidrogenasi propan menjadi propilen merupakan reaksi *reversible* dengan kecepatan reaksi:

$$r = a \times k_1 \left(1 - \frac{P_B P_C}{P_A K_{eql}}\right) \frac{P_A}{P_C^{0,5} + K_{B1} P_B} \frac{kmol}{s.m^3} \quad \text{..... 3}$$

Dimana :

a = 2.600 4

$$K_{eql} = 8{,}49 \times 10^8 \exp\left(\frac{-118707}{RT}\right) kPa \quad \text{..... 5}$$

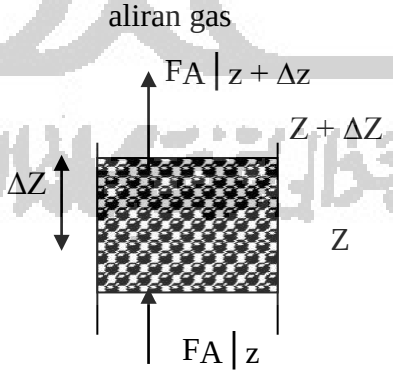
$$k_1 = 0{,}3874 \exp\left(\frac{-2950}{T}\right) \frac{kmol}{s.m^3.kPa^{0,5}} \quad \text{..... 6}$$

$$K_{B1} = 3{,}4785 \times 10^{-8} \exp\left(\frac{17200}{T}\right) kPa^{0,5} \quad \text{..... 7}$$

B. Menyusun Neraca Massa dan Panas Sekitar Elemen Massa Katalis

1. Neraca massa propana pada elemen volume sebuah tube

   Propana = A



Elemen volume pada sebuah tube : $\pi/4$ x $(IDT)^2$ x ΔZ

Asumsi : aliran bersifat *plug flow*

: difusi ke arah aksial dan radial diabaikan

: aliran *steady state*

Neraca massa A pada elemen volume tube

Rate of input – Rate of output – Rate of reaction = Rate of accumulation

$F_{A}|_{z} - F_{A}|_{z+\Delta z} - (-r_{A.}\Delta W) = 0$ 8

$\Delta W = \Delta V_{t.}\rho_{B}$. 9

$\Delta V_{t.} = A_{t.}\Delta Z$ 10

$\Delta V_{t} = \frac{\pi}{4}(IDt)^{2}.\Delta Z$ 11

$\Delta W = \frac{\pi}{4}(IDt)^{2}.\Delta Z.\rho_{B}$ 12

Harga-harga tersebut dimasukkan ke dalam persamaan 8, diperoleh:

$F_{A}|_{z} - F_{A}|_{z+\Delta z} - \left(-r_{A.}\frac{\pi}{4}(IDt)^{2}.\Delta Z.\rho_{B}\right) = 0$ 13

$F_{A}|_{z} + F_{A}|_{z+\Delta z} = -\left(-r_{A.}\frac{\pi}{4}(IDt)^{2}.\Delta Z.\rho_{B}\right)$..... 14

Kedua ruas dibagi dengan Δz,

sehingga:

$\frac{F_{A}|_{z} + F_{A}|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -\left(-r_{A.}\frac{\pi}{4}(IDt)^{2}.\rho_{B}\right)$ 15

Diambil limit Δz mendekati nol, sehingga:

$\lim_{\Delta z \to 0} \frac{F_{A}|_{z} + F_{A}|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -\left(-r_{A.}\frac{\pi}{4}(IDt)^{2}.\rho_{B}\right)$..... 16

Untuk semua tube:

$\frac{dF_{A}}{dz} = -\left(-r_{A.}\frac{\pi}{4}(IDt)^{2}.\rho_{B}\right)$..... 17

$\frac{dF_{A}}{dz} = -\left(-r_{A.}\frac{\pi}{4}(IDt)^{2}.\rho_{B}\right).Nt$ 18

$-F_{A0}\frac{dX_{A}}{dz} = -\left(-r_{A.}\frac{\pi}{4}(IDt)^{2}.\rho_{B}\right)$.Nt 19

$F_{A0}\frac{dX_{A}}{dz} = \left(-r_{A.}\frac{\pi}{4}(IDt)^{2}.\rho_{B}\right)$. Nt..... 20

$\frac{dX_{A}}{dz} = \frac{\left(-r_{A.}\frac{\pi}{4}(IDt)^{2}.\rho_{B}\right).\mathrm{Nt}}{F_{A0}}$ 21

Dengan:

W = massa katalis. kg

ρB = densitas bulk katalis. kg/m^3

ε = porositas tumpukan katalis.m^3/m^3

Vt = elemen volume tube. m^3

IDT = diameter dalam tube. m

FA0 = laju alir umpan masuk reaktor. kmol/jam

Nt = jumlah *tube*

z = panjang *tube* dihitung dari atas. m

(-rA) = kecepatan reaksi umpan. kmol/$kg_{katalis}$ jam

$\frac{dX_A}{dz}$ = konversi tiap *increment* panjang *tube.*

2. Neraca panas pereaksi pada elemen volume

Assumsi : *steady state*

Rate of input – Rate of output + Rate of reaction = Rate of accumulation

$\Sigma Hi\,|_z - \Sigma Hi\,|_{z+\Delta z} + U_d\pi.(ID_T)\Delta z(T_p - T)Nt - (\Delta H_R)F_{A0}\Delta x$=0 22

$\Sigma Hi\,|_z - \Sigma Hi\,|_{z+\Delta z} + U_d\pi.(ID_T)\Delta z(T_p - T)Nt - (\Delta H_R)F_{A0}(X\,|_{z+\Delta z} - X\,|_z$=0 23

Kedua ruas dibagi dengan ΔZ diperoleh :

$\frac{\Sigma Hi\,|_z - \Sigma Hi\,|_{z+\Delta z}}{\Delta Z} + (\Delta H_R)F_{A0}\frac{(X\,|_{z+\Delta z} - X\,|_z}{\Delta Z} - U_d\pi.(ID_T)\Delta z(T_p - T)Nt$=0 ... 24

Diambil limit ΔZ mendekati nol, sehingga :

$\frac{\Sigma dHi}{\Delta Z} + (\Delta H_R)F_{A0}\frac{dx}{\Delta Z} - U_d\pi.(ID_T)\Delta z(T_p - T)Nt = 0$ 25

$\Sigma Fi.Cpi = U_d\pi.(ID_T)\Delta z(T_p - T)Nt - (\Delta H_R)F_{A0}\frac{dx}{\Delta Z}$ 26

$$\frac{dT}{dz} = \frac{U_d\pi.(ID_T)\Delta z(T_p - T)Nt - (\Delta H_R)F_{A0}.\frac{dx}{\Delta Z}}{\Sigma Fi.Cpi}$$ 27

Dengan :

$(\Delta H) = \Delta H_R + \Delta H_{produk} + \Delta H_{reaktan}$

ΔH = panas reaksi

$$\Delta H_{produk} = \int Cp_{produk}dT$$

Keterangan :

Fi = laju alir umpan masuk reaktor.kmol/jam

Cpi = kapasitas panas komponen. kJ/kmol K

(ΔH_R) = panas reaksi pada keadaan standar (298 K). kJ/kmol

U_d = koefisien perpindahan panas *overall*. kJ/jam m^2 K

ID_T = diameter dalam tube. m

Tp = suhu pemanas. K

3. Neraca panas pemanas pada elemen volume

Assumsi : *Steady state*

panas input – panas output - panas yang dilepas = panas terakumulasi

$Wp.Cpp.(Tp\,|_{z}\text{-Tref}) - Wp.Cpp.(Tp\,|_{z+\Delta z}\text{-Tref}) - \pi.(D).\Delta Z.U_d.(Tp\text{-}T).Nt = 0$ Kedua ruas dibagi dengan $Wp.Cpp.\Delta Z$, sehingga :

$$Wp.Cpp.(Tp\,|_{z}\text{-Tref}) - Wp.Cpp.(Tp\,|_{z+\Delta z}\text{-Tref}) - \pi.(D).\Delta Z.U_d.(Tp\text{-}T).Nt = 0$$

Kedua ruas dibagi dengan $Wp.Cpp.\Delta Z$, sehingga :

$$\frac{Tp\,|_{z+\Delta z} - Tp\,|_{z}}{\Delta z} = \frac{\pi.D.U_d}{Wp.Cpp}(T - Tp).Nt$$

Jika diambil $\Delta Z \rightarrow 0$, diperoleh :

$$\lim_{\Delta z \to 0} \frac{Tp\,|_{z+\Delta z} - Tp\,|_{z}}{\Delta z} = \frac{\pi.D.U_d}{Wp.Cpp}(T - Tp).Nt$$

$$\frac{dTp}{dz} = \frac{\pi.D.U_d}{Wp.Cpp}(T - Tp).Nt$$

.....28

Keterangan : Wp = kecepatan alir fluida pemanas , kg/jam

Cpp = kapasitas panas pemanas

T = suhu gas umpan, K

Tp = suhu pemanas, K

D = diameter rata-rata tube, m

C. Menentukan Jenis, Ukuran dan Susunan *Tube*

Ukuran *tube* dipilih berdasarkan Rase, H. F., "*Chemical Reactor Design for Process Plant"*. Diameter berkisar antara 1 – 2 in, pada pra rancangan ini dipilih *tube* dengan ukuran 2 in IPS, Sch. No 40.

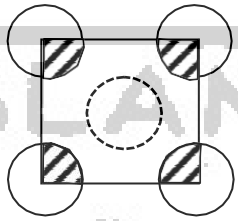
» Diameter dalam *tube* (IDT) = 2,067 in = 0,05256 m

» Diameter luar *tube* (ODT) = 2,38 in = 0,06045 m

» *Flow area per tube* (a't) = 3,35 in^2 = 0,0021686 m^2

» Susunan *tube* = *Square pitch*

» *Pitch* = 2,975 in = 0,07557 m



C (*Clearance*) = PT – ODT ..... 29 (Kern, hal.138)

$$A_T \text{ (Flow area tube)} = \frac{\pi . IDT^2}{4} \quad \text{..... 30}$$

D. **Menentukan Diameter *Shell* dan Jumlah *Tube***

Jumlah *tube* ditentukan sebanyak 2000 *tube*. Diameter *shell* dihitung berdas arkan jumlah *tube* dengan menggunakan persamaan:

$$IDS = \left(\frac{4.Ass}{\pi}\right)^{0,5} \quad \text{..... 31}$$

$$Ass = Nt.Pt^2.0,866 \quad \text{..... 32}$$

IDS : diameter dalam *shell*, m

Ass : luas penampang *shell*, m^2

Nt : jumlah pipa

Pt : *pitch*, m

E. **Menentuka *Baffle spacing*, Diameter Efektif dan *Flow Area sheell***

B = (0,2 ~ 1) . IDS (Kern, hal.129)

= 0,2 . IDS 33

$De = \frac{4(P_t{}^2.0{,}5\ .0{,}86.\pi.ODT^2)}{0{,}5.\pi.ODT}$ ..... 34 (Kern, pers. 7.5)

IDS : Diameter dalam *shell*, m

B: Jarak *baffle*, m

De : Diameter efektif *shell*, m

F. **Menghitung Koefisien Perpindahan Panas *Overall***

$$hi = 0.027 \frac{k_T}{D_T}\left(\frac{D_T.G_T}{\mu_T}\right)^{0.8}\left(\frac{cp.\mu_T}{k_T}\right)^{1/3}$$ (Kern, persm. 6.2)

$$ho = 0.36\left(\frac{D_e.G_s}{\mu_s}\right)^{0.55}\left(\frac{cp_s.\mu_s}{k_s}\right)^{1/3}\left(\frac{k_s}{D_e}\right)$$

$$hio = hi\frac{ID}{OD}$$ (Kern, persm. 6.5)

$$Uc = \frac{hio.ho}{hio + ho}$$ (Kern, persm. 6.7)

$$U_D = \frac{U_C}{1 + R_D.U_C}$$ (Kern, pers. 6.10)

UC : koefisien perpindahan panas *overall* saat bersih, kJ/jam.m^2.^{o}K

UD : koefisien perpindahan panas *overall* saat kotor, kJ/jam.m^2.^{o}K

RD : *Dirt factor* : 0,005 ft^2. jam.ft^2.^{o}F/Btu

G. Menentukan Jenis Pemanas

Pemanas yang digunakan adalah *NaK*, dengan data spesifikasi sebagai berikut :

* *Range* temperatur : -12,6 - 785 ^{o}C
* Kapasitas panas : 0,937 kJ/kgK
* Konduktivitas panas : 26,2 W/m.K
* Viskositas : 0,00018 Pa.s

* Densitas : 749 kg/m^3

(Kotze, 2012)

H. Menyusun Persamaan Pressure Drop (ΔP) Sepanjang Tumpukan Katalis

Pressure drop pada pipa berisi katalisator dapat didekati dengan persamaan Ergun

$$\frac{gc.dP}{Us.dZ} = 150\frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3}\frac{\mu}{D_p{}^2} + 1{,}75\left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}\right)\frac{G}{D_p} \quad \text{.....} \quad 35$$

gc = kecepatan gravitasi , m/s^2

Us = kecepatan aliran gas , m/s

ε = porositas

μ = viskositas , kg/m.s

Dp = diameter katalis , m

G = kecepatan massa gas per satuan luas = Us . ρ

ρ = massa jenis , kg/m^3

persamaan di atas disederhanakan menjadi :

$$\frac{dP}{dz} = \left(1{,}75 + 150\frac{(1-\varepsilon)^2}{N_{Re}}\right)\left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^2}\right)\frac{\rho.Us^2}{Dp.gc} \quad \text{.....} \quad 36$$

Kondisi batas :

Z = 0 ; P = P0

Z = h ; P = Pout

I. Menentukan Katalis yang Digunakan

Bahan = Al2O3

Bentuk = Bola

Diameter = 0,003 m

PorositasTumpukan = 0,178

Densitas = 992,25kg/m^3

J. Menghitung Tinggi Tumpukan Katalis

Penyelesian persamaan differensial hubungan X_A , T , Tp , P terhadap Z diselesaikan secara numeris dengan pemrograman Scilab dengan algoritma sebagai berikut :

```
// PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA PROPILEN DARI PROPANA
// NAILIS SA'ADAH      15521123
// SARAH ANISA RAMADHANI 15521258
clc; clear;

// Reaksi:
// C3H8 ____> C3H6 + H2

// Daftar indeks:
// Indeks   Formula   Nama
//------------------------------
// A        C3H8       Propane
// B        C3H6       Propylene
// C        H2         Hydrogen
// I        C4H10      n-Butane

// Konstanta global
//------------------------------
   phi = 3.141592654 ;
   R = 0.082;
//------------------------------

// Data katalis
//------------------------------
```

```
   Rd = 0.0529/3600;      // faktor pengotor (m^2.jam/K/kJ)
   Dp = 0.003;            // diameter butir katalis (m)
   Rho = 992.25;          // rapat massa katalis (kg/m^3)
   E = 0.178;             // Porositas
//-----------------------------

// ukuran pipa
// --------------------------
// Dipilih berdasarkan rase, H.f., "Chemical Reactor Design for Process Plant",
// (1977). John Wiley and Son, inc., N.Y., Vol.1 page 535
// Diameter antara 1-2 inchi

// pada Pra Rancangan ini dipilih: 2 in IPS, Sch. No. 40
//--------------------------
   Id1 = 2.067;       // diameter dalam (in)
   Od1 = 2.38;        // diameter luar (in)
   Id = Id1*0.0254;   // diameter dalam (m)
   Od = Od1*0.0254;   // Diameter luar (m)
   Ap = (phi*Id^2)/4; // Luas penampang(m^2)
   Pitch1 = 1.25*Od1 ;
   Pitch = 1.25*Od ;
//--------------------------

// Kondisi Awal
//--------------------------
   T1 = 600 ;         // Suhu umpan (C)
   T =  T1+ 273 ;     // Suhu umpan (K)
   Treff = 298 ;      // Suhu referensi (K)
   P1 = 2 ;           // Tekanan Operasi (atm)
   P = P1*101 ;       // Tekanan Operasi (kPa)
   X = 0 ;            // Konversi
   k1 = 0.3874*exp((-2950)/T) ;
```

keql = 8.49e8*exp(-118707/(8.314*T));

kb1 = 3.4785e-8*exp(17200/T);

Npipa = 2000 ; // Jumlah pipa sementara di trial

//-------------------------

// Kecepatan umpan masuk [kmol/jam]

//-----------------------------------

FAIO = 732,55859 ; // C_3H_8

FBIO = 7,6744233 ; // C_3H_6

FCIO = 0 ; // H_2

FIIO = 27,786705 ; // C_4H_{10}

//-----------------------------------

//Kecepatan umpan masuk tiap pipa [kmol/jam]

//---------------------------------

FA0 = FAIO / Npipa ; // C_3H_8

FB0 = FBIO / Npipa ; // C_3H_6

FC0 = FCIO / Npipa ; // H_2

FI0 = FIIO / Npipa ; // C_4H_{10}

FT0 = FA0+ FB0+ FC0 +FI0; // laju alir mol total per pipa (kmol/jam)

FT0

//---------------------------------

//Komposisi bahan pada konversi X

//---------------------------------

FA = FA0*(1-X); //C_3H_8

FB = FB0 + (FA0*X); //C_3H_6

FC = FC0 + (FA0*X); //H_2

FI = FI0; // C_4H_{10}

```
   FT = FA + FB + FC + FI;     //laju alir mol total per pipa (kmol/jam )
   FT
//------------------------------

// Fraksi tiap komponen
//------------------------------
   YA = FA/FT ;    //C3H8
   YB = FB/FT ;    //C3H6
   YC = FC/FT ;    //H2
   YI = FI/FT ;  // C4H10
//------------------------------

//Berat Molekul komponen (kg/kmol )
  BMA = 44 ;        //C3H8
  BMB = 42 ;        // C3H6
  BMC = 2 ;         // H2
  BMI = 58 ;        // C4H10

// BM rata-rata [kg/kmol]
   bmrt=(FA0/FT0)*BMA +(FB0/FT0)*BMB+(FC0/FT0)*BMC+(FI0/FT0)*BMI;
   bmrt
//-----------------------------

// Rapat massa gas ( kg/L)
//-----------------------------
   RhoA = ((P*BMA)/(R*T)); // RHO C3H8
   RhoB = ((P*BMB)/(R*T)) ; // RHO C3H6
   RhoC = ((P*BMC)/(R*T)) ; // RHO H2
   RhoI = ((P*BMI)/(R*T)) ; // Rho C4H10
   RhoCamp  = 1/(YA/RhoA+YB/RhoB+YC/RhoC+YI/RhoI);
//------------------------------
```

```
//Kecepatan massa umpan masuk   [kg/jam]
//---------------------------------------
   masA = FAIO*BMA ;       //C3H8
   masB = FBIO*BMB ;       //C3H6
   masC = FCIO*BMC ;       // H2
   masI = FIIO*BMI ;       // C4H10
   sigmaMas =  masA+masB+masC+masI;
//-----------------------------

//Kecepatan volume masuk reaktor    [L/jam]
//---------------------------------------
   volA = masA/RhoA ;  //C3H8
   volB = masB/RhoB ;  //C3H6
   volC = masC/RhoC ;  //H2
   volI = masI/RhoI ;  // C4H10
   sigmaVolm = volA+volB+volC+volI;
   sigmaVolm
//-----------------------------------------

//Viskositas gas       [kg/jam.m]
//-----------------------------------------
   VA = (-5.642+3.2722e-1*T-1.0872e-4*T^2)*1e-7*3600 ;   //visko C3H8
   VB = (-7.23+3.418e-1*T-9.4516e-5*T^2)*1e-7*3600 ;   // visko C3H6
   VC = (27.758+2.12e-1*T-3.28e-5*T^2)*1e-7*3600 ;   // visko H2
   VI = (-4.946+2.9001e-1*T-6.9665e-5*T^2)*1e-7*3600 ;  // visko C4H10

   VM = YA*VA*BMA^0.5+YB*VB*BMB ^0.5+YC*VC*BMC^0.5+YI*VI*BMI^0.5;
   VBAH = YA*BMA^0.5+YB*BMB^0.5+YC*BMC^0.5+YI*BMI^0.5;
   VR = VM/VBAH
   VR
//-----------------------------------------
```

// Kapasitas panas [kJ/kmol/K]

//----------

CPA = (28.227+1.16e-01*T+1.9597e-04*T^2-2.3271e-07*T^3+6.8669e-11*T^4);

//cp C_3H_8

CPB = (31.298+7.2449E-02*T+1.9481e-04*T^2-2.1582e-07*T^3+6.2974e-11*T^4);

//cp C_3H_6

CPC = (25.399+2.0178e-02*T-3.8549e-05*T^2+3.188e-08*T^3+8.7585e-11*T^4);

//cp H_2

CPI = (20.056+2.8153e-01*T-1.3143e-03*T^2-9.4571e-08*T^3+3.4194e-11*T^4);

//cp C_4H_{10}

CPM = (YA*CPA+YB*CPB+YC*CPC+YI*CPI);

//----------

//Konduktivitas thermal {kJ/m.jam.K}

//----------

KA = (-0.00869+6.6409e-05*T+7.876e-08*T^2)*3.6 ; //kond C_3H_8

KB = (-0.001116+7.5155e-05*T+6.5558e-08*T^2)*3.6 ; //kond C_3H_6

KC = (-0.03951+4.5918e-04*T-6.4933e-08*T^2)*3.6 ; //kond H_2

KI = (-0.00182+1.9396e-05*T+1.3818e-07*T^2)*3.6 ; //kond C_4H_{10}

KMa = YA*KA+YB*KB+YC*KC+YI*KI ;

BAWAH = YA+YB+YC+YI ;

KM = KMa/BAWAH ;

//----------

//Kececpaatan massa persatuan luas pipa [kg/m^2.jam]

//----------

Gt =(FT0)*bmrt/Ap ; // Fluk massa

//----------

//Kecepatan linear [m/jam]

```
//-----------------------------------------
   vlin = Gt/((sigmaMas/sigmaVolm)*1000) ;
   vlin
//-----------------------------------------

//Tube side
//-----------------------------------------
   Rep = 52*Gt*Dp/VR;         // Bilangan Reynold dalam pipa
   Rep
   HI = (((CPM*VR/bmrt)/KM)^(1/3)*(KM/Id)*((Dp*Gt)/VR)^(0.8)*0.027);
   //[kJ/(m2.jam.K)]
   HIO=HI*Id/Od ;
   DE = (4*(Pitch^2-((phi*Od^4)/4)))/(phi*Od) ;    //  Diameter ekuivalen(untuk square
pitch)  [m]
//-----------------------------------------

//Media pemanas
//-----------------------------------------
   ms = 925353 ;       // kecepatan massa pemanas [kg/jam]
   D = 727 ;          // suhu masuk dalam     [C]
   Tp = D+273 ;       // suhu fluida panas masuk
//-----------------------------------------

//sebagai media pemananjjus digunakan NaK
//sifat fisis
//-----------------------------------------
    CPP = 0.937 ;       //[kJ/kg.K]
    KP = 94.32 ;       //[kJ/m.jam.K]
    VP = 0.648 ;       // [kg/m.jam]
//-----------------------------------------

//Shell side
```

```
//-----------------------------------------------
   Ass = Npipa*Pitch^2*0.866;         //LUAS PENAMPANG SHELL (m^2)
   ID = (4*Ass/phi)^0.5 ;          // DIAMETER SHELL (m)
   BS = ID/5 ;                // JARAK BUFFLE (m)
   Pitch = 1.25*Od ;           //Pitch (m)
   cl = Pitch-Od;               // CLEARANCE
   ASi = ID*cl*BS/Pitch ;          // LUAS SHELL (m^2)
//-----------------------------------------------

//Kecepatan massa per satuan luas dalam shell [kg/jam/m^2]
//-----------------------------------------------
   GS = ms*Npipa/ASi;
//-----------------------------------------------
   Res = DE*GS/VP ;        // Rumus HO di bawah bisa digunakan karena Rs antara 2.000 -
1.000.000
   Res
   HO = 0.36 * (KP/DE)*((CPP*VP)/KP)^0.33*((DE*GS)/VP)^0.55 ;   // (kJ/(m^2.jam.K))

// Transfer panas secara keseluruhan    (kJ/(m^2.jam.K)
//-----------------------------------------------
   UC = (HIO*HO)/(HIO+HO);
   UD = UC/((Rd*UC)+1) ;
//-----------------------------------------------

//Panas reaksi (kJ/kmol) pakai hf 298
//-----------------------------------------------
   HrA = -103850 ;
   HrB = 20420 ;
   HrC = 0 ;
   Hr = (HrB+HrC)- HrA ;
//-----------------------------------------------
```

```
//Integral kapasitas panas  [ kJ/kmol]
//-----------------------------------------------
   function [CPA, CPB, CPC, CPI]=fungsicp(C)
      CPA = (28.277*(T-Treff)+(1.16e-01)/2*(T^2-Treff^2)+(1.9597e-04)/3*(T^3-Treff^3)-
(2.3271e-07)/4*(T^4-Treff^4 )+(6.8669e-11)/5*(T^5-Treff^5)); //C3H8
       CPB = (31.298*(T-Treff)+(7.2449e-02)/2*(T^2-Treff^2)+(1.94881e-04)/3*(T^3-
Treff^3)-(2.1582e-07)/4*(T^4-Treff^4 )+(6.2974e-11)/5*(T^5-Treff^5)); //C3H6
      CPC = (25.399*(T-Treff)+(2.0178e-02)/2*(T^2-Treff^2)-(3.8549e-05)/3*(T^3-
Treff^3)+(3.188e-08)/4*(T^4-Treff^4 )-(8.7585e-12)/5*(T^5-Treff^5)); //H2
       CPI = (20.056*(T-Treff)+(2.8153e-01)/2*(T^2-Treff^2)-(1.3143e-03)/3*(T^3-
Treff^3)-(9.4571e-08)/4*(T^4-Treff^4 )+(3.4149e-11)/5*(T^5-Treff^5)); //C4H10
    endfunction
//-----------------------------------------------
function [delH]=fungsiHR(C)
delH=Hr-CPA+CPB+CPC+CPI;
endfunction
//-----------------------------------------------

//Persamaan kecepatan reaksi       [kmol/m^3.jam]
//-----------------------------------------------
Ca = (FA/ sigmaVolm)//*1e-3 ;
Cb = (FB/sigmaVolm)//*1e-3 ;
Cc = (FC/sigmaVolm)//*1e-3 ;
Ci = (FI/sigmaVolm)//*1e-3 ;
Pa = Ca/(R*T) ;
Pb = Cb/(R*T) ;
Pc = Cc/(R*T) ;
Pi = Ci/(R*T) ;
//r = (0.34*k1*(1-(YA*P*YC*P)/(YA*P*keql))*(YA*P/(((YC*P)^0.5)+kb1*YB*P))) ;
//-----------------------------------------------

// untuk keperluan pers4 (Penurunan tekanan)
```

```
//-----------------------------------------------
   fk = 1+(150/1.75)*(DE*Gt/VR)^-1*(1-E) ;
   RM = P*bmrt / (T+273)/0.08205 ; // RAPAT MASSA CCAMPURAN GAS [ kg/m^3]
   gC = 6.67e-11;  // konstanta gravitasi [m^3/kg.s^2]
   c = (1.75e10/144*gC)*((1-E)/E^3) ;
//-----------------------------------------------

//-----------------------------------------
   disp('-----------------------------------')
   disp('      dz      x1       P       ')
   disp('-----------------------------------')
//-----------------------------------------

//-----------------------------------------
   function[f1,f2,f3,f4]=fungsi(za,X,C,D,Pd)
   f1 = phi*Id^2*2600*k1*(1-((FB0+FA0*X)/FT*P*FA0*X/FT*P)/((FA0-
FA0*X)/FT*P*keql))*((FA0-
FA0*X)/FT*P/((FA0*X/FT*P)^0.5+kb1*(FB0+FA0*X)/FT*P))/(4*FA0) ;
   f2 = ((delH*FA0*f1)-(UD*phi*Od*(C-D)))/sigmaCP ;
   f3 = (UD*phi*Od*Npipa*(C-D))/(ms*CPP) ;
   f4 = -(fk*c*Gt^2/(RM*DE))*10^-10 ;
   endfunction
//-----------------------------------------

//-----------------------------------------
X1 = 0; C1=T1 ; D1=D; za1=0; za2=15; n=300; Pd1=2;
h = (za2-za1)/n ;
X = X1; za=za1; C=C1; D=D1; Pd=Pd1;
//-----------------------------------------

//-----------------------------------------
   while za<=za2
```

```
        [CPA, CPB, CPC, CPI]=fungsicp(C);
        sigmaCP=(FA*CPA+FB*CPB+FC*CPC+FI*CPI);
        [delH]=fungsiHR(C);
        [f1,f2,f3,f4]=fungsi(za,X,C,D,Pd);
//-------------------------------------------------
    Xnext = X+f1*h ;
    Cnext = C+f2*h ;
    Dnext = D+f3*h ;
    Pdnext = Pd+f4*h ;
    zanext = za+h ;
//-------------------------------------------------
    printf('%10.4f   %10.4f  %10.4f\n',za,X,Pd)
    za = zanext;X=Xnext;Pd;Pdnext;
//-------------------------------------------------

plot(za,X,'b+:')
//xlabel('Tinggi katalis')
//ylabel('Konversi')
//-------------------------------------------------
end
```

Dz	xi	p
0.0000	0.0000	2.0000
0.0500	0.0847	2.0000
0.1000	0.0923	1.9999
0.1500	0.0991	1.9999
0.2000	0.1055	1.9999
0.2500	0.1115	1.9998
0.3000	0.1171	1.9998
0.3500	0.1224	1.9998
0.4000	0.1274	1.9997

0.4500	0.1322	1.9997
0.5000	0.1368	1.9997
0.5500	0.1412	1.9996
0.6000	0.1454	1.9996
0.6500	0.1495	1.9996
0.7000	0.1534	1.9996
0.7500	0.1572	1.9995
0.8000	0.1609	1.9995
0.8500	0.1644	1.9995
0.9000	0.1679	1.9994
0.9500	0.1713	1.9994
1.0000	0.1745	1.9994
1.0500	0.1777	1.9993
1.1000	0.1808	1.9993
1.1500	0.1838	1.9993
1.2000	0.1868	1.9992
1.2500	0.1897	1.9992
1.3000	0.1925	1.9992
1.3500	0.1952	1.9991
1.4000	0.1979	1.9991
1.4500	0.2006	1.9991
1.5000	0.2032	1.9990
1.5500	0.2057	1.9990
1.6000	0.2082	1.9990
1.6500	0.2106	1.9989
1.7000	0.2130	1.9989
1.7500	0.2153	1.9989
1.8000	0.2176	1.9988
1.8500	0.2199	1.9988
1.9000	0.2221	1.9988
1.9500	0.2243	1.9987
2.0000	0.2264	1.9987

2.0500	0.2285	1.9987
2.1000	0.2306	1.9987
2.1500	0.2326	1.9986
2.2000	0.2346	1.9986
2.2500	0.2366	1.9986
2.3000	0.2385	1.9985
2.3500	0.2404	1.9985
2.4000	0.2423	1.9985
2.4500	0.2442	1.9984
2.5000	0.2460	1.9984
2.5500	0.2478	1.9984
2.6000	0.2495	1.9983
2.6500	0.2513	1.9983
2.7000	0.2530	1.9983
2.7500	0.2547	1.9982
2.8000	0.2564	1.9982
2.8500	0.2580	1.9982
2.9000	0.2597	1.9981
2.9500	0.2613	1.9981
3.0000	0.2628	1.9981
3.0500	0.2644	1.9980
3.1000	0.2659	1.9980
3.1500	0.2675	1.9980
3.2000	0.2690	1.9979
3.2500	0.2705	1.9979
3.3000	0.2719	1.9979
3.3500	0.2734	1.9979
3.4000	0.2748	1.9978
3.4500	0.2762	1.9978
3.5000	0.2776	1.9978
3.5500	0.2790	1.9977
3.6000	0.2803	1.9977

3.6500	0.2817	1.9977
3.7000	0.2830	1.9976
3.7500	0.2843	1.9976
3.8000	0.2856	1.9976
3.8500	0.2869	1.9975
3.9000	0.2881	1.9975
3.9500	0.2894	1.9975
4.0000	0.2906	1.9974
4.0500	0.2919	1.9974
4.1000	0.2931	1.9974
4.1500	0.2943	1.9973
4.2000	0.2954	1.9973
4.2500	0.2966	1.9973
4.3000	0.2978	1.9972
4.3500	0.2989	1.9972
4.4000	0.3001	1.9972
4.4500	0.3012	1.9971
4.5000	0.3023	1.9971
4.5500	0.3034	1.9971
4.6000	0.3045	1.9971
4.6500	0.3055	1.9970
4.7000	0.3066	1.9970
4.7500	0.3076	1.9970
4.8000	0.3087	1.9969
4.8500	0.3097	1.9969
4.9000	0.3107	1.9969
4.9500	0.3117	1.9968
5.0000	0.3127	1.9968
5.0500	0.3137	1.9968
5.1000	0.3147	1.9967
5.1500	0.3157	1.9967
5.2000	0.3166	1.9967

5.2500	0.3176	1.9966
5.3000	0.3185	1.9966
5.3500	0.3194	1.9966
5.4000	0.3204	1.9965
5.4500	0.3213	1.9965
5.5000	0.3222	1.9965
5.5500	0.3231	1.9964
5.6000	0.3240	1.9964
5.6500	0.3248	1.9964
5.7000	0.3257	1.9963
5.7500	0.3266	1.9963
5.8000	0.3274	1.9963
5.8500	0.3283	1.9962
5.9000	0.3291	1.9962
5.9500	0.3299	1.9962
6.0000	0.3308	1.9962
6.0500	0.3316	1.9961
6.1000	0.3324	1.9961
6.1500	0.3332	1.9961
6.2000	0.3340	1.9960
6.2500	0.3347	1.9960
6.3000	0.3355	1.9960
6.3500	0.3363	1.9959
6.4000	0.3371	1.9959
6.4500	0.3378	1.9959
6.5000	0.3386	1.9958
6.5500	0.3393	1.9958
6.6000	0.3400	1.9958
6.6500	0.3408	1.9957
6.7000	0.3415	1.9957
6.7500	0.3422	1.9957
6.8000	0.3429	1.9956

6.8500	0.3436	1.9956
6.9000	0.3443	1.9956
6.9500	0.3450	1.9955
7.0000	0.3457	1.9955
7.0500	0.3464	1.9955
7.1000	0.3470	1.9954
7.1500	0.3477	1.9954
7.2000	0.3484	1.9954
7.2500	0.3490	1.9954
7.3000	0.3497	1.9953
7.3500	0.3503	1.9953
7.4000	0.3510	1.9953
7.4500	0.3516	1.9952
7.5000	0.3522	1.9952
7.5500	0.3528	1.9952
7.6000	0.3535	1.9951
7.6500	0.3541	1.9951
7.7000	0.3547	1.9951
7.7500	0.3553	1.9950
7.8000	0.3559	1.9950
7.8500	0.3565	1.9950
7.9000	0.3570	1.9949
7.9500	0.3576	1.9949
8.0000	0.3582	1.9949
8.0500	0.3588	1.9948
8.1000	0.3593	1.9948
8.1500	0.3599	1.9948
8.2000	0.3605	1.9947
8.2500	0.3610	1.9947
8.3000	0.3616	1.9947
8.3500	0.3621	1.9946
8.4000	0.3627	1.9946

8.4500	0.3632	1.9946
8.5000	0.3637	1.9946
8.5500	0.3642	1.9945
8.6000	0.3648	1.9945
8.6500	0.3653	1.9945
8.7000	0.3658	1.9944
8.7500	0.3663	1.9944
8.8000	0.3668	1.9944
8.8500	0.3673	1.9943
8.9000	0.3678	1.9943
8.9500	0.3683	1.9943
9.0000	0.3688	1.9942
9.0500	0.3693	1.9942
9.1000	0.3698	1.9942
9.1500	0.3702	1.9941
9.2000	0.3707	1.9941
9.2500	0.3712	1.9941
9.3000	0.3717	1.9940
9.3500	0.3721	1.9940
9.4000	0.3726	1.9940
9.4500	0.3730	1.9939
9.5000	0.3735	1.9939
9.5500	0.3739	1.9939
9.6000	0.3744	1.9938
9.6500	0.3748	1.9938
9.7000	0.3753	1.9938
9.7500	0.3757	1.9937
9.8000	0.3761	1.9937
9.8500	0.3766	1.9937
9.9000	0.3770	1.9937
9.9500	0.3774	1.9936
10.0000	0.3778	1.9936

10.0500	0.3782	1.9936
10.1000	0.3787	1.9935
10.1500	0.3791	1.9935
10.2000	0.3795	1.9935
10.2500	0.3799	1.9934
10.3000	0.3803	1.9934
10.3500	0.3807	1.9934
10.4000	0.3811	1.9933
10.4500	0.3815	1.9933
10.5000	0.3818	1.9933
10.5500	0.3822	1.9932
10.6000	0.3826	1.9932
10.6500	0.3830	1.9932
10.7000	0.3834	1.9931
10.7500	0.3837	1.9931
10.8000	0.3841	1.9931
10.8500	0.3845	1.9930
10.9000	0.3848	1.9930
10.9500	0.3852	1.9930
11.0000	0.3856	1.9929
11.0500	0.3859	1.9929
11.1000	0.3863	1.9929
11.1500	0.3866	1.9929
11.2000	0.3870	1.9928
11.2500	0.3873	1.9928
11.3000	0.3877	1.9928
11.3500	0.3880	1.9927
11.4000	0.3883	1.9927
11.4500	0.3887	1.9927
11.5000	0.3890	1.9926
11.5500	0.3893	1.9926
11.6000	0.3897	1.9926

11.6500	0.3900	1.9925
11.7000	0.3903	1.9925
11.7500	0.3906	1.9925
11.8000	0.3910	1.9924
11.8500	0.3913	1.9924
11.9000	0.3916	1.9924
11.9500	0.3919	1.9923
12.0000	0.3922	1.9923
12.0500	0.3925	1.9923
12.1000	0.3928	1.9922
12.1500	0.3931	1.9922
12.2000	0.3934	1.9922
12.2500	0.3937	1.9921
12.3000	0.3940	1.9921
12.3500	0.3943	1.9921
12.4000	0.3946	1.9921
12.4500	0.3949	1.9920
12.5000	0.3952	1.9920
12.5500	0.3955	1.9920
12.6000	0.3957	1.9919
12.6500	0.3960	1.9919
12.7000	0.3963	1.9919
12.7500	0.3966	1.9918
12.8000	0.3969	1.9918
12.8500	0.3971	1.9918
12.9000	0.3974	1.9917
12.9500	0.3977	1.9917
13.0000	0.3979	1.9917
13.0500	0.3982	1.9916
13.1000	0.3985	1.9916
13.1500	0.3987	1.9916
13.2000	0.3990	1.9915

13.2500	0.3993	1.9915
13.3000	0.3995	1.9915
13.3500	0.3998	1.9914
13.4000	0.4000	1.9914
13.4500	0.4003	1.9914
13.5000	0.4005	1.9913
13.5500	0.4008	1.9913
13.6000	0.4010	1.9913
13.6500	0.4013	1.9912
13.7000	0.4015	1.9912
13.7500	0.4017	1.9912
13.8000	0.4020	1.9912
13.8500	0.4022	1.9911
13.9000	0.4024	1.9911
13.9500	0.4027	1.9911
14.0000	0.4029	1.9910
14.0500	0.4031	1.9910
14.1000	0.4034	1.9910
14.1500	0.4036	1.9909
14.2000	0.4038	1.9909
14.2500	0.4040	1.9909
14.3000	0.4043	1.9908
14.3500	0.4045	1.9908
14.4000	0.4047	1.9908
14.4500	0.4049	1.9907
14.5000	0.4051	1.9907
14.5500	0.4054	1.9907
14.6000	0.4056	1.9906
14.6500	0.4058	1.9906
14.7000	0.4060	1.9906
14.7500	0.4062	1.9905
14.8000	0.4064	1.9905

14.8500	0.4066	1.9905
14.9000	0.4068	1.9904
14.9500	0.4070	1.9904

Pada konversi 40%, tinggi tumpukan katalis sebesar 13,4 m.

Pressure drop = 2 atm – 1,9914 atm

= 0,0086 atm

K. Menghitung Tinggi dan Volume Reaktor

1. Tebal *Shell* (ts)

Tebal *shell* dihitung dengan persamaan berikut :

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0{,}6 \cdot P} + C$$

(Brownell, persamaan 13.1)

ts : tebal *shell* minimum, in

P : *design pressure*, psi

ri : jari-jari dalam *shell* (0,5.IDS)

f : *maximum allowable stress* (Tabel 13.1 Brownell), psi

E : efisiensi pengelasan (Tabel 13.2 Brownell)

C : *corrosion allowance*, in

Direncanakan bahan yang digunakan untuk *shell* terbuat dari *Hastelloy R-41* , dengan spesifikasi :

f : 90800 psi

E : 0,8

C : 0,125 in

Faktor keamanan : 50 %

P = 2 atm . 14,7 $\frac{psi}{atm}$. 150% = 44,1 psi

$r_i = 0{,}5 \,.\, IDS = 0{,}5.$ 139,678 in = 69,839 in

$$ts = \frac{44{,}1\ psi . 69{,}839\ in}{90800\ psi . 0{,}8 - 0{,}6 .\ 44{,}1\ psi} + 0{,}125$$

= 0,1674 in

Digunakan tebal *shell* standar 0,1875 in

Diameter luar *shell:*

ODS = IDS + 2 ts = 139,678 in + 2.0,1875 = 140,0532 in

Digunakan diameter *shell* standar = 144 in

2. Tebal head (th)

Bahan yang digunakan untuk head sama dengan bahan shell yaitu Hastelloy R-41 dan head yang dipilih berbentuk Torispherical head karena cocok digunakan untuk range tekanan 15-200 psi (Brownell. halaman 83).

Tebal head dapat dihutung dengan persamaan :

$$W = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}}\right) \quad \text{.....} \quad 37$$

$$th = \frac{P.rc.W}{2.f.E-0,2.P} + C \quad \text{.....} \quad 38$$

th = tebal *head*, in

rc = *crown radius* = 132 dan icr = 8,75 (*table* 5.7 Brownell)

p = tekanan = 44,1 psi

f = *maximum allowable stress* = 90800 psi

E = *joint efficiency* = 0,8

W = *stress intensification factor*

$$W = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{132}{8,75}}\right) = 1,721$$

$$th = \frac{44,1.132.1,721}{2.90800.0,8 - 0,2.44,1} + 0,125$$

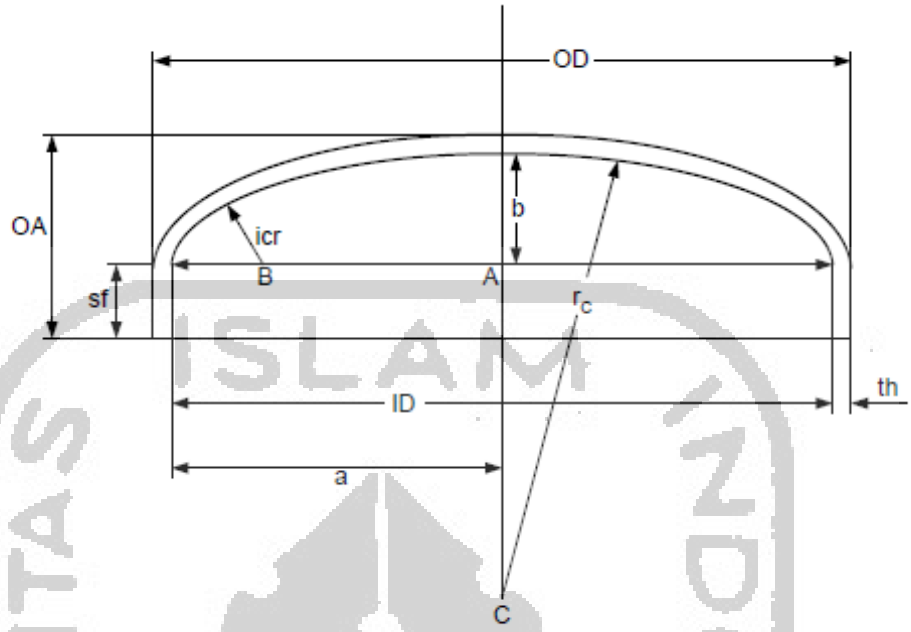
= 0,2138 in

Digunakan tebal *head* standar = 0,25

3. Tinggi *head*

Berdasarkan table 5.6 Brownell,didapatkan sf = 1,5-2,5 (diambil 1,75 in).

Tinggi head(OA) dapat dihitung dengan cara sebagai berikut:



a = IDS/2= 139,678 in / 2 = 69,839 in

AB = a-icr= 69,839 – 8,75 = 61,089 in

BC= rc-icr = 132- 8,75 = 123.25 in

$$AC = \sqrt{(BC^2 - AB^2)} = \sqrt{(123{,}25^2 - 61{,}089^2)} = 107{,}045\ in$$

b = rc-AC= 132 - 107,045= 24,955 in

OA (tinggi head) = th+b+sf = 0,25 + 24,955 + 1,75 = 26,955 in = 0,685 m

4. Tinggi reaktor

Tinggi reaktor merupakan tinggi *tube* yang digunakan, ditambah 2 kali tinggi head. Tinggi *tube* diperoleh dari hasil pemrograman Scilab.

Tinggi *tube* yang digunakan; Z = 13,4 m

Tinggi reaktor = Z + 2. tinggi *head*

= (13,4 + 2. 0,685) m

= 14,769 m

5. Volume reaktor

Volume reaktor diperoleh dari volume *shell* ditambah 2 kali volume *head*.

Volume *head* = 0,000049 . IDS^3 (Brownell, pers. 5.11)

= 133,5309 in^3

= 0,0034 m^3

Volume shell = $\frac{\pi}{4} . (IDS)^2 . Z$

= $\frac{3,14}{4} . (3,548)^2 . 13,4 = 132,403\ m^3$

Volume reaktor = volume *shell* + 2. Volume *head*

= 132,403 + 2. 0,0034 = 132,4102 m^3

= 34.980,12 gal

L. Ukuran Pipa

1. Pipa pemasukan Umpan Reaktor :

Kecepatan Umpan = 75166,4 lb/j

Densitas Umpan = 0,5282 lb/ft^3

Di = 2,2 . (G/1000) $^{0.45}$. den $^{-0.31}$

= 2,2 . (75166,4 / 1000) $^{0.45}$. 0,5282 $^{-0.31}$

= 18,731 in

Dipakai pipa dengan ukuran : 19 in

2. Pipa pengeluaran hasil Reaktor :

Kecepatan hasil = 75166,4 lb/j

Densitas hasil = 0,4723 lb/ft^3

Di = 2,2 . (G/1000) $^{0.45}$. den $^{-0.31}$

= 2,2 . (75166,4 / 1000) $^{0.45}$. 0,4723 $^{-0.31}$

= 19,392 in

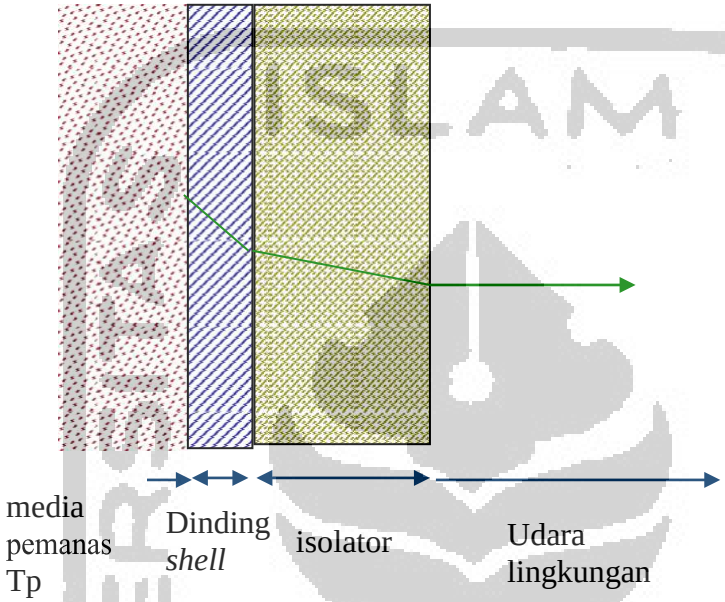
Dipakai pipa dengan ukuran : 20 in

M. Isolator

Untuk menjaga kondisi operasi, dinding luar *shell* diberi isolator.

Suhu udara (Tu) = 30 °C = 303 K

Dirancang suhu dinding luar isolator (Ti) = 40 °C = 313 K



Asumsi: suhu permukaan dinding dalam *shell* = suhu media pemanas

Bahan isolator dipilih *fiber glass.* Perpindahan kalor yang terjadi:

1. Perpindahan kalor secara konduksi pada dinding selongsong mengikuti persamaan:

$$Q = \frac{ks.A.\Delta T}{\Delta x} \quad \text{.....} \quad 39$$

Dimana : A = Luas perpindahan kalor [m^2] Q = Kecepatan perpindahan kalor [kJ/jam] ΔT = beda suhu [K]

Bila dinyatakan dalam flux panas :

$$q = \frac{Q}{A} = \frac{ki.\Delta T}{\Delta xi} \quad \text{.....} \quad 40$$

q = flux panas [kJ/m^2.jam]

flux panas dapat juga dinyatakan dalam bentuk resistansi thermal

$q = \frac{\Delta T}{Rs}$ 41

Rs = resistensi thermal secara konduksi [(m^2.jam.K)/kJ]

$Rs = \frac{\Delta x}{ks}$ 42

2. Perpindahan kalor secara konduksi pada dinding isolator mengikuti persamaan :

$Q = \frac{ki.A.\Delta T}{\Delta xi}$ 43

Dimana : A = Luas perpindahan kalor [m^2]

Q = Kecepatan perpindahan kalor [kJ/jam]

ΔT = beda suhu [K]

Bila dinyatakan dalam flux panas :

$q = \frac{Q}{A} = \frac{ki.A.\Delta T}{\Delta xi}$

q = flux panas [kJ/m^2.jam]

flux panas dapat juga dinyatakan dalam bentuk resistansi thermal

$q = \frac{\Delta T}{Ri}$ 44

Rs = resistensi thermal secara konduksi [(m^2.jam.K)/kJ]

$Rs = \frac{\Delta x}{ki}$ 45

3. Perpindahan kalor dari dinding luar isolator ke udara lingkungan

q = ho.(T3 - Tu)

ho = 0,3.(T3 - Tu)^{0,25}

ho = koefisien perpindahan kalor

[Btu/(jam.ft^2.°F)] T3 dan Tu dinyatakan dalam °F

Bila dinyatakan dalam bentuk resistensi thermal :

$Rt = \frac{\Delta x}{ks} + \frac{\Delta x}{ki} + \frac{1}{ho}$ 46

Data yang dipakai :

Konduktivitas thermal steel, ks = 21 Btu/(jam.ft.°F) (table 3 Kern,DQ)

Konduktivitas thermal aerogel silika, ki = 0,013 Btu/(jam.ft.°F)

Suhu permukaan luar isolator dirancang (T3) : 40 °C = 104 °F

Suhu udara lingkungan (Tu) : 30 °C = 86 °F

ho = 0,3.(104-86)^{0,25}

ho = 0,61793 Btu/(jam.ft^2.°F)

q = 0,61793 Btu/(jam.ft^2.°F) . (104-86) °F

q = 11,12274 Btu/(jam.ft^2)

Δxs = 0,0156 ft

Dimasukkan ke persamaan perpindahan kalor, menjadi :

$$\frac{T_u - T_3}{\frac{\Delta xs}{ks} + \frac{\Delta xi}{ki}} = q \ \frac{Btu}{jam.ft^2} \quad \text{.....} \quad 47$$

Nilai Δxi dapat diperoleh :

$$\left(\frac{T_u - T_3}{q} - \frac{\Delta xs}{ks} = \Delta xi\right) \text{.....} \quad 48$$

$$\Delta xi = \left(\frac{86 - 104}{11,12274} - \frac{0,0156}{21}\right).0,013 = 0,021\ ft = 0,252\ in$$

Digunakan tebal isolasi = 3/8 in

KESIMPULAN REAKTOR (R-01)

Fungsi : tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi propana(C_3H_8) menghasilkan propilen (C_3H_6)

Jenis : *Multitube fixedbed reactor*

Kondisi operasi : - T = 600 ^oC
- P = 1520 mmHg (2 atm)
- non adiabatis, isotermal

Katalis : Al_2O_3 (padat)

Bahan : *Hastelloy R-41*

Diameter : 3,55 m

Tinggi reaktor : 14,77 m

Panjang *tube* : 13,4 m

Jumlah *tube* : 2000

Tebal *shell* : 0,1875 in

Tebal *head* : 0,25 in

Tinggi *head* : 26,955 in

Volume reaktor : 132,41 m^3

Pemanas

Bahan : NaK

Suhu masuk : 727°C

Suhu keluar : 692°C

Jumlah reaktor :1

Lampiran B (Kartu Konsultasi)

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Nailis Sa'adah
   No. MHS : 15521123
2. Nama Mahasiswa : Sarah Anisa Ramadhani
   No. MHS : 15521258

Judul Prarancangan)* : PRA RANCANGAN PABRIK PROPILEN DARI PROPANA KAPASITAS PRODUKSI 250.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	12 April 2019	Konsultasi Judul Prarancangan	
2	20 April 2019	Penyusunan kapasitas produksi	
3	8 Mei 2019	penyusunan BAB I dan BAB II	
4	20 Mei 2019	Revisi dan Diskusi BAB I dan BAB II	
5	15 Agst 2019	penyusunan BAB III, BAB IV dan V	
6	15 September 19	Revisi dan Diskusi BAB III, BAB IV dan V	
7	16 Oktober 2019	Konsultasi PEFD.	
8	8 Nov 2019	Konsultasi Naskah Akhir	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 13 NOVEMBER 2019

Pembimbing,

Asmanto Subagyo, M.Sc.

)* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Nailis Sa'adah
   No. MHS : 15521123
2. Nama Mahasiswa : Sarah Anisa Ramadhani
   No. MHS : 15521258

Judul Prarancangan)* : PRA RANCANGAN PABRIK PROPILEN DARI PROPANA KAPASITAS PRODUKSI 250.000 TON / TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	12 April 2019	Konsultasi judul	
2	20 April 2019	Menentukan kapasitas	
3	8 mei 19	Menghitung Neraca Massa & Neraca panas	
4	20 Mei 19	Revisi dan diskusi perhitungan	
5	15 Agstus 19	Menyusun BAB I dan BAB II	
6	15 Sept 19	Menyusun BAB III, IV dan V	
7	16 Okt 19	KONSULTASI PFD	
8	12 NOV 19	Revisi dan konsultasi Naskah Final	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 12 November 2019

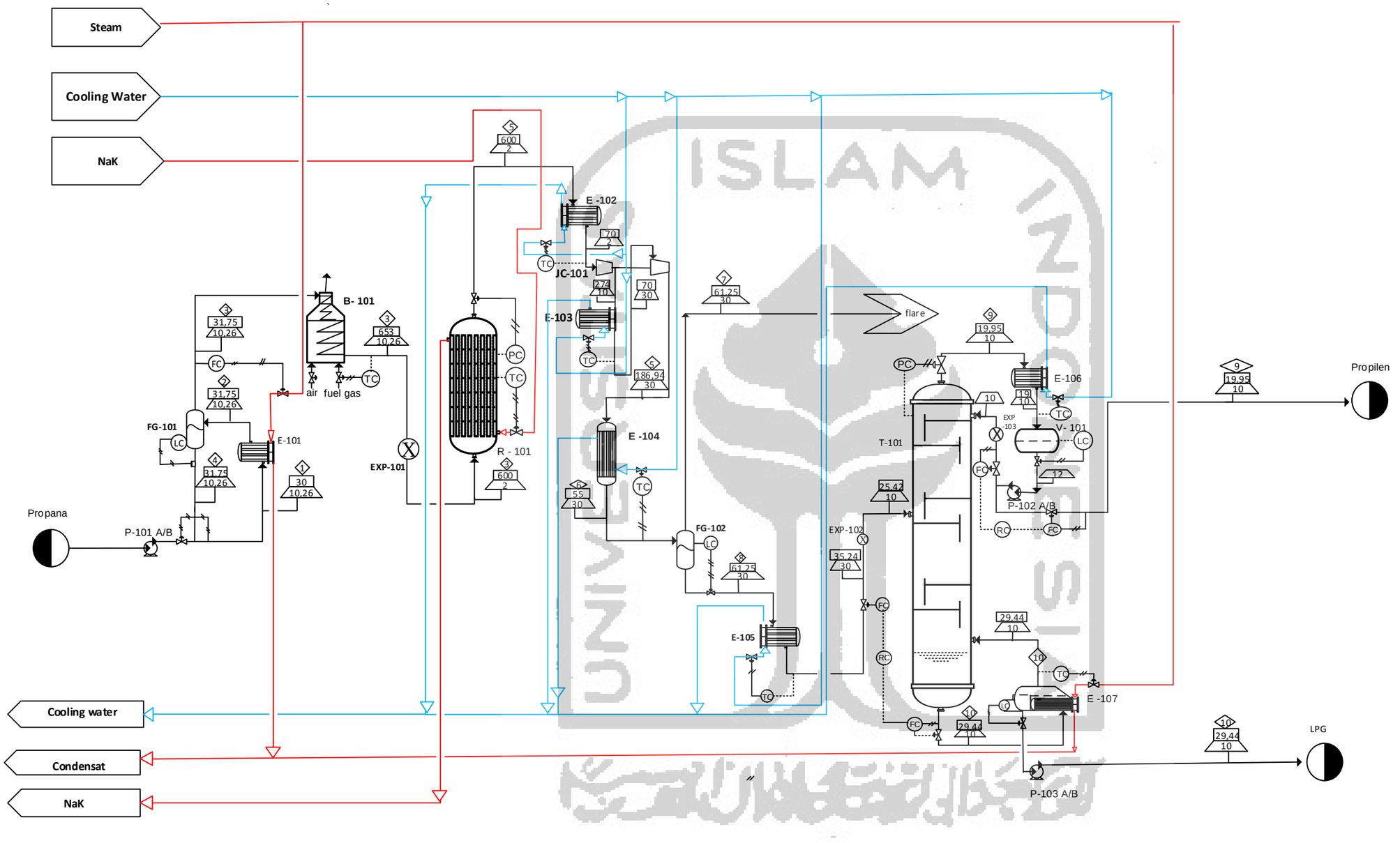
Pembimbing

Ifa Puspasari, Dr., S.T., M.Eng.

Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK PROPILEN DARI PROPANA
KAPASITAS 250.000 TON/TAHUN



KOMPONEN	NOMOR ARUS (kg/jam)									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Hidrogen	0	0	0	0	586	586	586,0469	0	0	0
Propilen	322	403	322	81	12629	12629	758	11872	11812	59
Propana	32233	40291	32233	8058	19340	19340	1160	18179	91	18088
n-Butana	1612	2015	1612	403	1612	1612	97	1515	0	1515
Total	34167	42708	34167	8542	34167	34167	2601	31566	11903	19663

ALAT	KETERANGAN
V	Vessel
E	Heat Exchanger
FG	Separator
T	Tower
R	Reactor
P	Pump
JC	Compresor
B	Furnace
EXP	Expansion Valve

SIMBOL	KETERANGAN
FC	Flow Control
LC	Level Control
PC	Pressure Control
TC	Temperature Control
RC	Ratio Control
◇	Nomor Arus
▭	Suhu, °C
▱	Tekanan, atm
------	Electric Connection
———	Piping
—//	Udara tekan
⋈	Control Valve

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK PROPILEN DARI PROPANA
KAPASITAS 250.000 TON/TAHUN

Dikerjakan Oleh :
1. Nailis Sa'adah (15521123)
2. Sarah Anisa Ramadhani (15521258)

Dosen Pembimbing :
1. Asmanto Subagyo, M.Sc.
2. Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng.