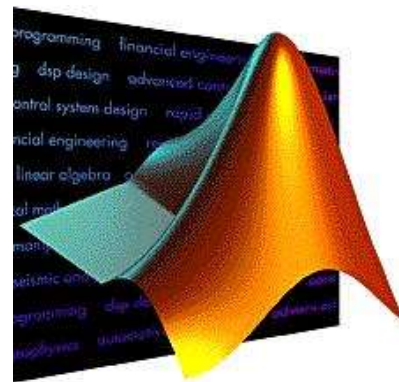


# OPTIMASI



# pengertian

Optimasi adalah suatu proses untuk mencari **kondisi optimum** dalam arti yang paling menguntungkan.

Optimasi bisa berupa proses mencari nilai **maksimum (maksimasi)** atau proses mencari nilai **minimum (minimasi)**.

Lanjutan .....

Variabel yang dimaksimumkan atau diminimalkan disebut ***objective function***

Variabel yang dicari nilainya sehingga objective function menjadi maksimum atau minimum disebut ***design variabel***.

contoh

$$y = 2x^2 - 8x + 12$$

# fminsearch

fungsi matlab untuk minimasi lebih dari satu variabel

```
x = fminsearch(fun, x0)
```

# Soal 1

- Tentukan nilai minimal

$$y = 2x^2 - 8x + 12$$

---

function y=nilai(x)

$y = 2.*x.^2 - 8.*x + 12;$

---

`xopt = fminsearch(@nilai, 1.5)`

# Soal 2

## Persamaan Fit untuk Data Tekanan Uap Benzena

Data tekanan uap murni benzena pada berbagai temperatur ditunjukkan pada tabel.

Temperatur (°C)	Tekanan (mmHg)	Temperatur (°C)	Tekanan (mmHg)
-36,7	1	15,4	60
-19,6	5	26,1	100
-11,5	10	42,2	200
-2,6	20	60,6	400
7,6	40	80,1	760

$$\log(P) = A - \frac{B}{T + C}$$

Parameter A, B, dan C harus ditentukan dengan regresi non linier

```

global vp T
vp = [ 1 5 10 20 40 60 100 200 400 760];
T = [-36.7 -19.6 -11.5 -2.6 7.6 15.4 26.1 42.2 60.6 80.1];
Ko = [10 2000 273] ;
K = fminsearch('F65',Ko)

z = 10.^(K(1)-(K(2)./(T+K(3))));
plot(T,z,'k-',T,vp,'ko','linewidth',2)
set(gca,'fontsize',14)
xlabel('T(C)')
ylabel('vp(mmHg)')



---


function ff=F65(K)
global vp T
f = log10(vp)-K(1)+K(2)./(T+K(3));
ff=sum(f.*f);

```

## Soal 3

Kecep. Reaksi (mol/kgkat.detik)	$P_E$ (atm)	$P_{EA}$ (atm)	$P_H$ (atm)
1,04	1	1	1
3,13	1	1	3
5,21	1	1	5
3,82	3	1	3
4,19	5	1	3
2,391	0,5	1	3
3,867	0,5	0,5	5
2,199	0,5	3	3
0,75	0,5	5	1

Reaksi hidrogenasi etilen menjadi etana



terjadi dengan katalis cobalt molybdenum. Dari data-data yang ditunjukkan pada tabel di bawah ini, tentukan parameter-parameter persamaan kecepatan reaksi dengan menggunakan analisa kuadrat terkecil.

$$-r_A = \frac{kP_E P_H}{1 + K_A P_{EA} + K_E P_E}$$



```
clear all
clc
global ra Pe Ph Pea n

% Data-data Percobaan
ra=[1.04 3.13 5.21 3.82 4.19 2.391 3.867 2.199 0.75];
Pe=[1 1 1 3 5 0.5 0.5 0.5 0.5]; % Tekanan, atm
Pea=[1 1 1 1 1 1 0.5 3 5]; % Tekanan, atm
Ph=[1 3 5 3 3 3 5 3 1]; % Tekanan, atm
n=9;

% Tebakan awal k, Ka, Ke masing-masing 1
xo=[1 1 1];
k = fminsearch('F66',xo)
```

```
function f=F66(x)
```

```
global ra Pe Ph Pea n
```

```
% Minimasi SSE
```

```
f=0;
```

```
for i=1:n
```

```
f=f+(ra(i)-(x(1)*Pe(i)*Ph(i))/(1+x(3)*Pea(i)+x(2)*Pe(i)))^2;
```

```
end
```

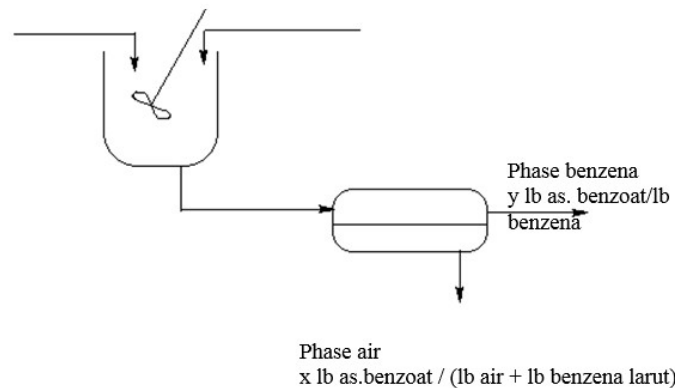
# Soal 4

Suatu industri menghasilkan 10.000 lb/jam limbah yang mengandung 0,002 lb asam benzoat/lb air. Asam benzoat berharga \$ 0,4/lb saat dalam phase benzena & harga benzena \$ 0,001/lb. Benzena larut dalam phase air dalam jumlah 0,07 lb/lb air. Limbah industri tidak bernilai baik sebelum dan sesudah ditambah benzena. Distribusi asam benzoat di antara 2 phase sesuai dengan distribusi  $y = 4x$ , dengan  $y$  dan  $x$  didefinisikan dalam gambar 6.2.

- Buktikan bahwa:  $X = \frac{F x_o}{(4W + 0,79F)}$
- Buktikan bahwa keuntungan  $(P) = 0,4F(x_o - x) - 0,001W$
- Tentukan  $W$  hingga diperoleh  $P$  maksimum.

$x_o = 0,002$  lb as. benzoat/ lb air  
 $F = 10.000$  lb air/jam

$W =$  lb benzena / jam



a. Fraksi massa Asam Benzoat pada fase air

Neraca massa komponen Asam Benzoat

input – output = akumulasi

As. Benzoat umpan – As. Benzoat fase benzena – As. Benzoat fase air = 0

As. Benzoat umpan – (jumlah benzena x fraksi As. Benzoat pada fase benzena) – (jumlah benzena dan air x fraksi As. Benzoat pada fase air) = 0

$$F x_0 - (W - 0,07 F) y - (F + 0,07 F) x = 0$$

$$F x_0 - (W - 0,07 F) 4 x - (1,07 F) x = 0$$

$$F x_0 - 4 W x - 0,79 F x = 0$$

$$x = \frac{F x_0}{(4W + 0,79F)}$$

b. Keuntungan (P)

Keuntungan ( P ) = harga jual As. Benzoat fase benzena – harga beli benzena

$$= \text{As. Benzoat fase benzena} \times \$ 0,4 - \text{Benzena} \times \$0,001$$

$$= (x_0 F - x F) \$ 0,4 - (W) \$0,001$$

$$= 0,4F(x_0 - x) - 0,001W$$

c. Jumlah benzena (W) optimal untuk mendapatkan keuntungan (P) maksimal

$$\begin{aligned} P &= 0,4F(x_0 - x) - 0,001W \\ &= 0,4F\left(x_0 - \frac{F x_0}{(4W + 0,79F)}\right) - 0,001W \\ &= 0,4 \cdot 10000 \left(0,002 - \frac{10000 \cdot 0,002}{(4W + 0,79 \cdot 10000)}\right) - 0,001 \cdot W \\ &= 8 - \frac{80000}{(4W + 7900)} - 0,001W \end{aligned}$$

```
function fw=contoh82(w)
xo=0.002;
F=10000;

% Perhitungan asam benzoat yang dapat diambil
x=F.*xo./(4.*w+0.79.*F);

% Perhitungan keuntungan yang diperoleh
P=0.4.*F.*(xo-x)-0.001.*w;

% Program maksimasi diubah menjadi minimasi
fw=1./P;
```

# Soal 5

Reaksi fase cair orde 2,  $A \rightarrow B$  dijalankan dalam reaktor batch isothermal. Konstanta kecepatan reaksi,  $k = 0,025 \text{ L}/(\text{gmol menit})$ . Umpan A dengan konsentrasi awal,  $C_{A0} = 2 \text{ gmol/L}$ . Waktu bongkar isi reaktor ( $t_p$ ) 45 menit. Waktu siklus ( $t_s$ ) =  $t_r + t_p$  dengan  $t_r$  adalah waktu reaksi. Waktu reaksi dihitung dari persamaan kecepatan reaksi  $-\frac{dC_A}{dt} = k.C_A^2$ .

- Buktikan waktu reaksi adalah  $t_r = \frac{x_A}{kC_{A0}(1-x_A)}$ , dengan  $C_A = C_{A0}(1-x_A)$ .
- Dengan persamaan reaksi  $A \rightarrow B$ , diketahui jumlah B terbentuk adalah  $C_B = C_{A0} x_A$ . Buktikan jumlah B terbentuk persatuan waktu siklus adalah 
$$\frac{C_B}{t_s} = \frac{0,1.x_A(1-x_A)}{x_A + 2,25(1-x_A)}$$
- Tentukan konversi A yang memberikan jumlah B terbentuk persatuan waktu siklus maksimum.

$$\begin{aligned}
 \text{a.} \quad & -\frac{dC_A}{dt} = k \cdot C_A^2 \\
 & -\int_{C_{Ao}}^{C_A} \frac{dC_A}{C_A^2} = k \int_0^t dt \\
 & \frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{Ao}} = kt \\
 & \frac{1}{C_{Ao}(1-x_A)} - \frac{1}{C_{Ao}} = kt \\
 & \frac{x_A}{C_{Ao}(1-x_A)} = kt \\
 & tr = \frac{x_A}{kC_{Ao}(1-x_A)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{b.} \quad & \frac{C_B}{ts} = \frac{C_{Ao}x_A}{\frac{1}{kC_{Ao}} \left( \frac{x_A}{1-x_A} \right) + tp} \\
 & = \frac{C_{Ao}x_A kC_{Ao}(1-x_A)}{x_A + tp kC_{Ao}(1-x_A)} \\
 & = \frac{0,1 \cdot x_A (1-x_A)}{x_A + 2,25(1-x_A)}
 \end{aligned}$$



```
clear all
clc
global Cao k tp

% Data-data
Cao = 2;    % gmol/L
k = 0.025; % L/(gmol.menit)
tp = 45;   % menit

% Interval konversi
xo=0.01;   % konversi minimal yang mungkin terjadi
xn=0.99;   % konversi maksimal yang mungkin terjadi

% Perhitungan konversi optimal
x_opt=fminbnd('F83',xo,xn)
```

```
function Cb_ts_min=F83(x)
```

```
global k Cao tp
```

```
tr = x/(k*Cao*(1-x)); % Waktu reaksi
```

```
ts = tp + tr; % Waktu siklus
```

```
Cb_ts = Cao*x/ts; % Maksimum B terbentuk per waktu siklus
```

```
Cb_ts_min = 1/Cb_ts; % Program minimasi
```

Keluaran program

$$x_{\text{opt}} = 0.6000$$

Konversi optimal adalah 0.6

d.

$$\text{tr} = \frac{x_A}{kC_{A0}(1 - x_A)}$$
$$= 30 \text{ menit}$$

## Soal 6

Reaksi reversible  $A \rightleftharpoons B$  dengan

$$k_1 = 10^8 e^{-5000/T}$$

$$k_2 = 10^{16} e^{-10000/T}$$

Dari neraca massa diperoleh hubungan konsentrasi produk,  $C_p$  dengan konsentrasi awal reaktan,  $C_{A0}$  adalah  $C_p = \frac{C_{A0} k_1}{k_1 + k_2} (1 - e^{-(k_1 + k_2)t})$

Tentukan pada temperatur berapa reaksi harus dilangsungkan agar produk P maksimum

# lanjutan

```
function f_T=reaksi(T)
k1=1e8*exp(-5000/T);
k2=1e16*exp(-10000/T);
f_T=(k1+k2)/(k1*(1-exp(-k1-k2)));
```

---

```
clc
```

```
clear
```

```
T=fminbnd('reaksi',100,300)
```

# lanjutan

```
clc
```

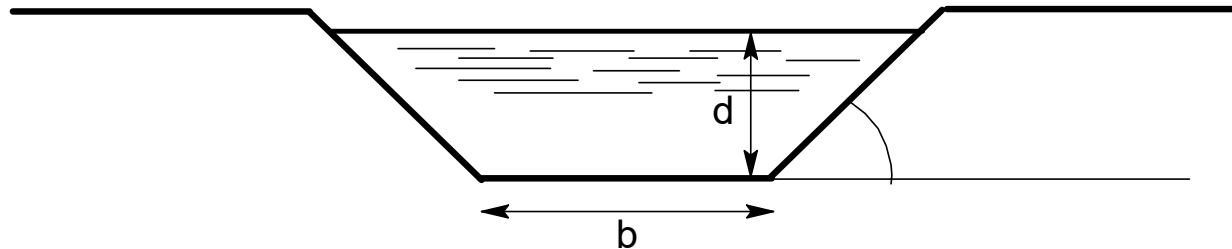
```
clear
```

```
T0=100;
```

```
T=fminsearch('reaksi',T0)
```

## Soal 7

Gambar menunjukkan *cross section* dari kanal saluran air. Analisa awal menunjukkan bahwa luas penampang saluran harus  $100 \text{ ft}^2$  untuk dapat menampung kecepatan aliran air. Untuk meminimasi biaya digunakan kanal lurus dengan cara meminimasi panjang perimeter kanal. Tentukan  $d$ ,  $b$ , dan  $\theta$  untuk meminimasi panjang kanal ini.



Panjang perimeter L dapat ditulis sebagai

$$L = b + \frac{2d}{\sin \theta}$$

Luas penampang saluran

$$A = db + \frac{d^2}{\tan \theta} = 100 \qquad b = \frac{100}{d} - \frac{d}{\tan \theta}$$

substitusi pada persamaan

$$L = \frac{100}{d} - \frac{d}{\tan \theta} + \frac{2d}{\sin \theta}$$



```
function L = F67(x)
```

```
d = x(1);
```

```
teta = x(2);
```

```
% Persamaan yang diminimasi
```

```
L = 100./d-d./tan(teta)+2*d./sin(teta);
```

```
clear all
```

```
clc
```

```
% Tebakan awal
```

```
d_tebakan = 20;      % ft
```

```
teta_tebakan = 1;
```

```
% Perhitungan optimasi
```

```
x = fminsearch('F67',[d_tebakan teta_tebakan]);
```

```
% Hasil perhitungan
```

```
d = x(1)
```

```
teta = x(2)*180/pi    % konversi ke derajat
```

Keluaran program

>>

d =

7.5983

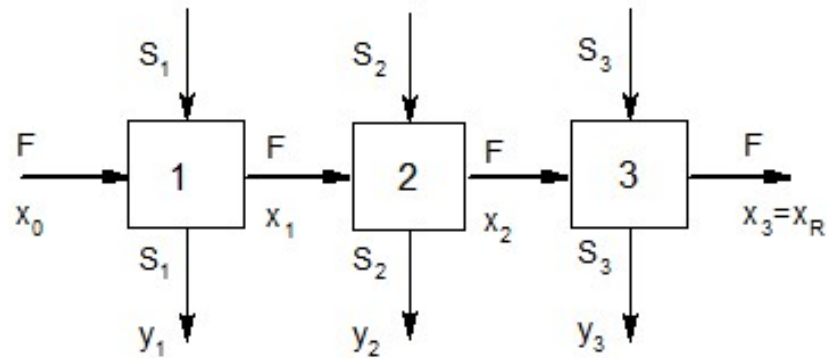
teta =

60.0004

# Soal 8

Campuran C dan A akan diambil C-nya dengan ekstraksi menggunakan solven B dalam ekstraktor 3 tingkat yang beroperasi secara *cross-current* seperti terlihat pada gambar 6.7. Hubungan kesetimbangan antara C dalam fasa B ( $y$ ) dan C dalam fasa A ( $x$ ) mengikuti persamaan :  $y = k.x^2$

Ingin dicari  $S_1$ ,  $S_2$ , dan  $S_3$  yang memberikan  $x_R$  minimal jika  $S = S_1 + S_2 + S_3 =$  tetap.



Dari neraca massa diperoleh persamaan,

$$x_1 = \frac{-F + \sqrt{F^2 + 4F.S_1.k.x_0}}{2S_1.k}$$

$$x_2 = \frac{-F + \sqrt{F^2 + 4F.S_2.k.x_1}}{2S_2.k}$$

$$x_R = x_3 = \frac{-F + \sqrt{F^2 + 4F.S_3.k.x_2}}{2S_3.k}$$

$$S_3 = S - S_1 - S_2$$

Data-data yang diketahui adalah  $F = 100$  kg A/mnt;  $S = 180$  kg B/mnt;  $x_0 = 0,2$  kg C/ kg A; dan  $k = 20$

```

global Stot xo F S3 k

% Data-data
Stot=180;           % Laju alir solvent total, kg B/menit
xo=0.2;            % Konsentrasi umpan, kg C/kg A
F=100;            % Laju alir umpan, kg A/menit
k=20;             % Konstanta kesetimbangan

% Tebakan awal laju alir solvent S1 & S2
So=[20 100];

% Perhitungan
[S,xR]=fminsearch(@F69,So);

% Hasil perhitungan
S1=S(1)
S2=S(2)
S3=Stot-S1-S2
xR_min=xR

```

```
function xR=F69(S)
```

```
global Stot xo F S3 k
```

```
S3=Stot-S(1)-S(2);
```

```
x1= (-F+sqrt(F^2+4*F*S(1)*k*xo))/(2*S(1)*k);
```

```
x2= (-F+sqrt(F^2+4*F*S(2)*k*x1))/(2*S(2)*k);
```

```
xR= (-F+sqrt(F^2+4*F*S3*k*x2))/(2*S3*k);
```

## Keluaran program

S1 =  
47.3733

S2 =  
59.8036

S3 =  
72.8231

xR\_min =  
0.0382



# Soal 9

Pada suhu 350 K, campuran biner bahan A dan B, fasa uapnya mengikuti hukum-hukum gas ideal sedangkan fasa cairnya non-ideal dengan koefisien aktivitas mengikuti persamaan :

$$\gamma_A = \exp(\beta \cdot x_B^2) \quad \text{dan} \quad \gamma_B = \exp(\beta \cdot x_A^2)$$

Pada 350 K, tekanan uap murni A dan B masing-masing 80 cmHg dan 60 cmHg.

Data tekanan total kesetimbangan pada 350 K pd berbagai fraksi mol A adalah :

$x_A$	0,1	0,2	0,3	0,4	0,6	0,7	0,8	0,9
Pt (cmHg)	65,8	70,3	73,9	76,5	79,9	80,9	81,3	81

Berdasarkan data-data tersebut, perkirakan nilai  $\beta$  dengan membandingkan Pt data dengan Pt hasil perhitungan sampai diperoleh SSE minimum.

$$SSE = \sum (Pt_{hit} - Pt_{dat})^2$$

dengan  $Pt_{hit}$  dapat dicari dengan persamaan,

$$Pt_{hit} = x_A \cdot P_A^\circ \cdot \exp[\beta(1 - x_A)^2] + (1 - x_A) \cdot P_B^\circ \cdot \exp(\beta x_A^2)$$

```
global xa Ptdat Pao Pbo
```

```
% Data-data
```

```
xa=[0.1 0.2 0.3 0.4 0.6 0.7 0.8 0.9];
```

```
Ptdat=[65.8 70.3 73.9 76.5 79.9 80.9 81.3 81];
```

```
% Tekanan uap murni
```

```
Pao=80; Pbo=60;
```

```
% Perhitungan beta
```

```
beta=fminsearch(@F610,0.7)
```

```
function fP=F610(B)
```

```
global xa Ptdat Pao Pbo
```

```
Pt=xa*Pao.*exp(B*(1-xa).^2)+(1-xa)*Pbo.*exp(B*xa.^2);
```

```
fP=sum((Ptdat-Pt).^2);
```

Keluaran program

beta =

0.4584

# Optimasi - Integral

Reaksi fasa cair bolak-balik eksotermis :  $A \leftrightarrow B$  dijalankan dalam reaktor batch adiabatik. Volum campuran dapat dianggap tetap. Suhu awal reaktor  $T_o$ . Panas reaksi  $\lambda$  kal/gmol, kapasitas panas campuran  $C_p$  cal/(g.K). Konsentrasi A mula-mula  $C_{A_o}$  gmol/L dan konversi awal  $x_o$ . Konversi akhir yang diinginkan  $x_N$ . Ingin dicari suhu awal reaktor  $T_o$  yang memberikan waktu reaksi  $t$  minimum.

Waktu reaksi dinyatakan dengan persamaan,

$$t = \int_{x_o}^{x_N} \frac{dx}{k[(1-x) - K.x]}$$
$$k = A \cdot \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \quad K = \alpha \cdot \exp\left(\frac{\beta}{T}\right) \quad T = T_o + \frac{\lambda \cdot C_{A_o}}{\rho \cdot C_p} (x - x_o)$$

Data-data yang diketahui adalah :  $A = 25$ ;  $E = 10.000$ ;  $R = 1,987$ ;  $\alpha = 1750$ ;  
 $\beta = -5.000$ ;  $\rho = 1100$ ;  $C_p = 1,2$ ;  $C_{A_o} = 1$ ;  $x_o = 0$ ;  $x_N = 0,3$ .

$$\lambda = -8.10^4$$

```
global alpa rho Cp Cao xo xn beta A Ea R lamda
alpa=1750; rho=1100; Cp=1.2; Cao=1; xo=0; xn=0.3; beta=-5e3; A=25; Ea=1e4; R=1.987; lamda=-8e4;
[To,waktu]=fminsearch(@F802,700)
```

### **Program terkait**

```
function ft=F802(To)
global alpa rho Cp Cao xo xn beta A Ea R lamda
x=linspace(xo,xn,100);
T=To+lamda*Cao*(x-xo)/rho/Cp;
k=A*exp(-Ea./(R*T));
K=alpa*exp(beta./T);
y=1./(k.*((1-x)-K.*x));
ft=trapz(x,y);
```

### **Keluaran program**

```
To =
    736.3329
waktu =
    25.6426
```

# Soal 10

## **Reaktor Batch Adiabatik untuk Reaksi Cair Orde 2**

Reaktor batch beroperasi secara adiabatik untuk reaksi fasa cair order 2 :  $A \rightarrow B$ . Perubahan entalpi reaksi  $\Delta H_R$ , volume reaktor  $V_R$ , dan kapasitas panas larutan  $C_p$  dianggap tetap. Waktu bongkar pasang  $t_p$ . Umpan masuk pada suhu  $T_F$  dan konsentrasi A  $C_{A0}$ . Reaksi dihentikan pada konversi  $x_R$ . Konversi A mula-mula  $x_{R0}$ . Ingin dicari konversi A yang memberikan kecepatan produksi B tiap waktu maksimum.

Persamaan-persamaan yang dipakai adalah :

$$t_R = \frac{1}{C_{A0}} \int_{x_{in}}^{x_{out}} \frac{1}{k \cdot (1 - X_A)^2} dx_A$$

$$k = A \cdot \exp\left(-\frac{E}{RT}\right)$$

$$T = T_F - \frac{C_{A0} \Delta H_R}{\rho \cdot Cp} X_A$$

$$B = V_R \frac{C_{A0} \cdot X_R}{(t_R + t_p)}$$

Data-data yang diketahui adalah  $V_R = 10.000$  L;  $C_{A0} = 1$  gmol/L;  $\rho = 1,0$  kcal/(kg.K);  $A = 10^7$  L/(gmol.mnt);  $E = 14$  kcal/gmol;  $\Delta H_R = - 6$  kcal/gmol;  $R = 0,001987$  kcal/(gmol.K);  $T_F = 350$  K;  $t_p = 120$  mnt;  $x_{R0} = 0$ .

$$Cp = 1$$

global Tf Cao dHr rho Cp A Ea R xro Vr tp

% Data-data

Tf=350; % Temperatur umpan, K

Cao=1; % Konsentrasi umpan, gmol/L

dHr=-6; % Beda entalphi reaksi, kkal/gmol

rho=1; % Densitas larutan, kg/L

Cp=1; % Kapasitas panas larutan, kkal/kg.K

A=1e7; % Konstanta Arrhenius, L/gmol.menit

Ea=14; % Konstanta Arrhenius, kkal/gmol

R=0.001987; % Konstanta gas ideal, kkal/gmol.K

xro=0; % Konversi mula-mula

Vr=10000; % Volume reaktor, L

tp=120;

% Perhitungan konversi

konversi=fminsearch(@F8031,0.5)



**Program terkait**

```
function fxr=F8031(xr)
global Tf Cao dHr rho Cp A Ea R xro Vr tp
tr=quad(@F8032,xro,xr);
fxr=(tr+tp)/(Vr*Cao*xr);
```

**Program lain**

```
function fx=F8032(x)
global Tf Cao dHr rho Cp A Ea R xro Vr tp
T=Tf-Cao*dHr*x/(rho*Cp);
k=A*exp(-Ea./(R*T));
fx=1./(Cao*k.*(1-x).^2);
```

Keluaran program

konversi =

0.6267

Reaksi fasa gas bolak-balik eksotermis  $\text{SO}_2 + \frac{1}{2} \text{O}_2 \leftrightarrow \text{SO}_3$  dijalankan dalam reaktor tabung adiabatik dengan bantuan katalisator padat berbentuk butir-butir. Aliran gas dianggap *plug-flow* dan tekanan system dianggap tetap  $P_t = 1 \text{ atm}$ . Proses ditunjukkan pada gambar 6.8.

Kecepatan reaksi mengikuti persamaan :

$$r \left( \frac{\text{gmol SO}_2}{\text{jam} \cdot \text{kg katalisator}} \right) = \frac{k_1 \cdot P_{\text{O}_2} \cdot P_{\text{SO}_2} \cdot \left( 1 - \frac{P_{\text{SO}_3}}{P_{\text{SO}_2} \cdot P_{\text{O}_2}^{0,5} \cdot K_p} \right)}{22,414 \cdot (1 + K_2 \cdot P_{\text{SO}_2} + K_3 \cdot P_{\text{SO}_3})^2}$$

dengan :

$$k_1 = \exp \left( 12,16 - \frac{5473}{T} \right)$$

$$K_2 = \exp \left( -9,953 + \frac{8619}{T} \right)$$

$$K_3 = \exp \left( -71,745 - \frac{52956}{T} \right)$$

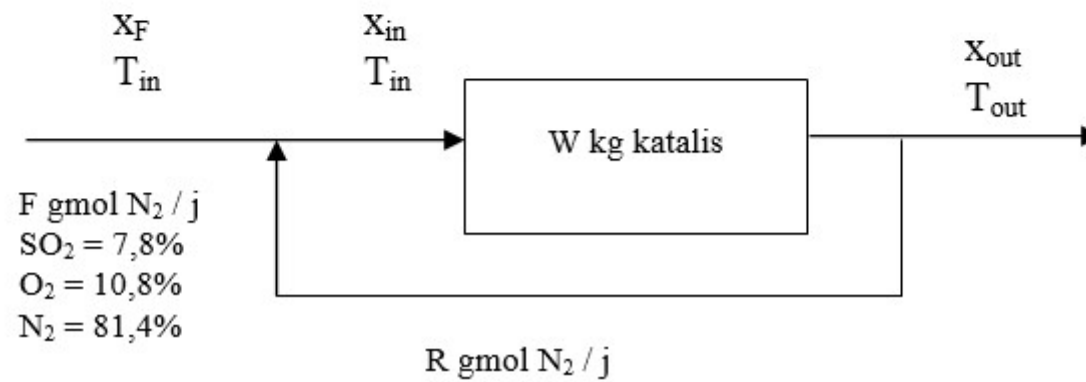
$$K_p = \exp \left( -10,68 + \frac{11300}{T} \right)$$

$$P_{SO_2} = \frac{(1-x)}{(12,82 - 0,5.x)} \cdot P_t$$

$$P_{O_2} = \frac{(1-x)}{(12,82 - 0,5.x)} \cdot P_t$$

$$P_{SO_3} = \frac{x}{(12,82 - 0,5.x)} \cdot P_t$$

$$T = T_F + 241,7 \cdot (x - x_F)$$



Ingin dicari harga (R/F) yang memberikan nilai W minimum

$$W = 137,3 \left( 1 + \frac{R}{F} \right) \int_{x_{in}}^{x_{out}} \frac{1}{r} \cdot dx$$

$$x_{in} = \frac{x_F + \left( \frac{R}{F} \right) \cdot x_{out}}{1 + \frac{R}{F}}$$

Diketahui data-data sebagai berikut,  $x_F = 0$ ;  $x_{out} = 0,64$ ;  $T_F = 660$  K

```
global xf xout Tf
% Data-data
xf=0;      % Konversi umpan
xout=0.64; % Konversi keluar reaktor
Tf=660;   % Temperatur umpan, K

% Perhitungan
[RperF,Wmin]=fminsearch(@F611,4)
```

```

function W=F611(RperF)

global xf xout Tf

% Perhitungan konversi masuk reaktor
xin=(xf+RperF*xout)/(1+RperF);

% Distribusi nilai konversi dari konversi masuk sampai keluar
x=linspace(xin,xout,100);

% Perhitungan temperatur reaktor
T=Tf+241.7*(x-xf);

% Perhitungan tekanan parsial
Pso2=(1-x)/(12.82-0.5*x);
Po2=(1.3846-0.5*x)/(12.82-0.5*x);
Pso3=x/(12.82-0.5*x);

% Perhitungan kecepatan reaksi
k1=exp(12.16-5473./T);
K2=exp(-9.953+8619./T);
K3=exp(-71.745+52596./T);
Kp=exp(-10.68+11300./T);
Ra=k1.*Po2.*Pso2.*(1-Pso3./(Pso2.*sqrt(Po2).*Kp))./...
    (22.414*(1+K2.*Pso2+K3.*Pso3).^2);
Ra1=1./Ra;

% Perhitungan berat katalis
area=trapz(x,Ra1);
W=137.3*(1+RperF)*area;

```

## Keluaran program

RperF =  
2.2554

Wmin =  
4.4758e+003