

# REAKTOR BATCH

IGS Budiaman

## BATCH VERSUS CONTINUOUS OPERATION

No	Operasi batch	Operasi kontinyu
1.	Biasanya lebih baik untuk produksi volume kecil (A)	Lebih baik untuk produksi jangka panjang dari satu produk atau sejumlah produk (A)
2.	Lebih fleksibel untuk operasi multi produk (multi proses) (A)	
3.	Biaya modal biasanya relatif rendah (A)	Biaya modal biasanya relatif tinggi (D)
4.	Mudah diberhentikan dan membersihkan pengotor (A)	

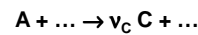
## BATCH VERSUS CONTINUOUS OPERATION (lanjut)

5.	Memerlukan waktu-berhenti (pengosongan, pencucian, dan pengisian) antar batch (D)	Tidak memerlukan waktu berhenti kecuali untuk perawatan terjadwal dan emergensi (A); tetapi kehilangan produksi pada penghentian lama dapat menjadi mahal (D)
6.	Biaya operasi dapat menjadi relatif tinggi (D)	Biaya operasi relatif rendah (A)
7.	Operasi tidak ajeg berarti lebih sukar mengendalikan dan mendapatkan keseragaman produksi (D)	Operasi ajeg berarti lebih mudah mengendalikan dan mendapatkan keseragaman produksi (A)

## DESIGN EQUATIONS FOR A BATCH REACTOR (BR)

Pertimbangan umum

- t adalah waktu reaksi yang diperlukan untuk mencapai konversi  $f_{A1}$  sampai  $f_{A2}$
- A adalah limiting reactant
- Besaran yang diketahui:  $N_{A0}$ ,  $f_{A1}$ , &  $f_{A2}$
- Besaran yang tidak diketahui: t,  $(-r_A)$ , V, dan T
- Pertimbangkan reaksi:



$$t = n_{A0} \int_{f_{A1}}^{f_{A2}} \frac{df_A}{(-r_A)V}$$



- Kecepatan reaksi

$$-r_A = f(f_A, T)$$

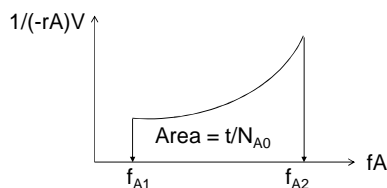
- Neraca Energi Memberikan

$$T = f(f_A, V)$$

- Persamaan keadaan

$$V = f(N_A, T, P)$$

Interpretasi nilai  $t/N_{A0}$  dapat ditentukan melalui grafik



Kecepatan produksi (pembentukan) C pada basis kontinyu

- Waktu siklus adalah total waktu per batch

$$t_c = t + t_d, \quad t = \text{waktu reaksi}$$

$t_d$  = down time adalah waktu yang diperlukan untuk pengisian, pengeluaran, dan pencucian

$$\text{Pr}(C) = \frac{\text{mol C terbentuk}}{\text{batch}} \times \frac{\text{batch}}{\text{waktu}}$$

$$\text{Pr}(C) = \frac{N_{C2} - N_{C1}}{t_c} = \frac{\Delta N_C}{t_c} = \frac{\nu_C \Delta N_A}{t + t_d}$$

Dalam konversi  $f_A$

$$\text{Pr}(C) = \frac{\nu_C N_{A0} (f_{A2} - f_{A1})}{t + t_d}$$

Dalam banyak kasus  $f_{A1} = 0$  dan  $f_{A2} = X_A$

## NERACA ENERGI; TEMPERATUR BERUBAH

- Bentuk umum:  
R in – R Out + R gen = R acc
- Untuk RB: Panas masuk dapat dari pemanas koil/ jaket, panas keluar dapat dari pendingin koil/ jaket, dan panas generasi adalah panas yang dihasilkan atau dibutuhkan oleh reaksi

Transfer panas: R in/ R out ditunjukkan dengan pers.:  $Q = UA_c(T_c - T)_m$

U = koef. Transfer panas keseluruhan,  $J \cdot m^{-2} \cdot s^{-1} \cdot K^{-1}$  atau  $w \cdot m^{-2} \cdot k^{-1} \rightarrow$  ditentukan dengan perc. Atau korelasi empiris

Ac = Luas pemanas/ pendingin koil

Tc = Suhu koil

$(T_c - T)_m$  = beda suhu rata2  $\Delta T_m$  utk trasfer panas

Bila  $Q > 0$  ( $T_c > T$ )  $\rightarrow$  Panas masuk  
 $Q < 0$  ( $T_c < T$ )  $\rightarrow$  panas keluar

## Panas generasi

$$R_{\text{gen}} = (-\Delta H_{RA})(-r_A)V \text{ atau } (-\Delta U_{RA})(-r_A)V$$

Bila  $\Delta H_{RA} > 0$  (reaksi endotermis)  
 $\Delta H_{RA} < 0$  (reaksi eksotermis)

Panas akumulasi:

$$R_{\text{acc}} = dH/dt = N_t C_p dT/dt = m_t C_p dT/dt$$

Total mole:

$$N_t = \sum_{i=1}^n N_i \quad (\text{termasuk inert})$$

Kapasitas panas sistem pada P tetap:  $C_P \doteq \sum_{i=1}^N x_i C_{Pi}$

dengan  $x_i$  = fraksi mole komponen i

Massa total sistem  $m_t = \sum_{i=1}^N m_i$

Kapasitas panas spesifik sistem:  $C_P \doteq \sum_{i=1}^N w_i C_{Pi}$

dengan  $w_i$  = fraksi massa komponen i

Neraca energi RB non isothermal dan non adiabatik:

$$UA_c(T_c - T)_m + (-\Delta H_{RA})(-r_A)V = n_t C_P \frac{dT}{dt}$$


## RB Operasi Isotermal

$$t = C_{A0} \int_{f_{A1}}^{f_{A2}} \frac{df_A}{-r_A} \quad (\text{densitas konstan})$$

$$P_{R(C)} = \frac{v_C C_{A0} V (f_{A2} - f_{A1})}{t + t_d} \quad (\text{densitas konstan})$$

### Contoh 12-1 Missen

Determine the time required for 80% conversion of 7.5 mol A in a 15-L constant-volume batch reactor operating isothermally at 300 K. The reaction is first-order with respect to A, with  $k_A = 0.05 \text{ min}^{-1}$  at 300 K.

|| Solusi 

### Contoh 12-2 Missen

A liquid-phase reaction between cyclopentadiene (A) and benzoquinone (B) is conducted in an isothermal batch reactor, producing a product (C). The reaction is first-order with respect to each reactant, with  $k_A = 9.92 \times 10^3 \text{ L mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$  at 25°C. Determine the reactor volume required to produce 175 mol C  $\text{h}^{-1}$ , if  $f_A = 0.90$ ,  $C_{A0} = C_{B0} = 0.15 \text{ mol L}^{-1}$ , and the down-time  $t_d$  between batches is 30 min.

The reaction is  $A + B \rightarrow C$ .

Solusi

## Densitas sistem berubah

- Berimplikasi pada volume reaktor atau sistem reaksi tidak konstan
- Untuk RB dapat dilihat pada reaktor vessel yg dilengkapi piston
- Densitas berubah biasanya fasa gas
- Densitas dapat berubah bila minimal salah satu T, P, atau  $N_t$  (mole total) berubah

## Contoh 12-3 Missen

Reaksi fasa gas  $A \rightarrow B + C$  dilangsungkan dalam 10 L (mula-mula) reaktor batch isothermal pada 25 °C tekanan tetap. Reaksi orde 2 terhadap A dengan  $k_A = 0,023 \text{ L mol}^{-1}\text{s}^{-1}$ . Tentukan waktu yang diperlukan untuk konversi 75% dari 5 mol A.

Solusi

## Pengendalian Transfer Panas Untuk Menjaga Kondisi Isothermal

- Bila reaksi eksotermis atau endotermis, maka diperlukan pengendalian temperatur (T) untuk menjaga kondisi isothermal dengan memberi pendingin atau pemanas
- Tinjau reaksi:  $A + \dots \rightarrow \text{Produk}$
- Operasi isothermal  $\rightarrow dT/dt = 0$ , sehingga

$$\dot{Q} = UA_c(T_c - T), = -(-\Delta H_{RA})(-r_A)V$$

Dari neraca mol reaktor batch  $(-r_A) = (n_{A0}/V)(df_A/dt)$

Substitusi ke pers. Energi didapat

$$\dot{Q} = UA_c(T_c - T), = -(-\Delta H_{RA})n_{A0}(df_A/dt)$$

Bila diasumsi temperatur coil ( $T_c$ ) konstan

$$T_c = T - \frac{(-\Delta H_{RA})n_{A0}}{UA_c} \frac{df_A}{dt}$$

## Contoh 12-4 Missen

Tentukan Q dan  $T_c$  (sebagai fungsi waktu) yang diperlukan untuk menjaga kondisi reaktor isothermal dalam contoh 12-1, jika  $\Delta H_{RA} = -47500 \text{ J mol}^{-1}$ , dan  $UA_c = 25,0 \text{ WK}^{-1}$ . Apakah Q mewakili kecepatan penambahan panas atau pengambilan panas?

Solusi

## OPERASI NON ISOTERMAL

- Adiabatis ( $Q = 0$ )
- Non Adiabatis ( $Q \neq 0$ )

### Operasi Adiabatis:

Temperatur akan naik dalam reaksi eksotermis dan turun dalam reaksi endotermis

Persamaan Neraca Energi Sistem Adiabatis,  $Q = 0$

$$(-\Delta H_{RA})(-r_A)V = n_t C_p \frac{dT}{dt}$$

Substitusi  $(-r_A)V$  dari neraca massa dalam term  $f_A$

$$(-\Delta H_{RA})n_{A0} \frac{df_A}{dt} = n_t C_p \frac{dT}{dt}$$

Karena hubungan  $df_A/dt$  dengan  $dT/dt$  adalah implisit terhadap t, shg pers. menjadi

$$(-\Delta H_{RA})n_{A0} df_A = n_t C_p dT$$

Di integralkan:  $T = T_o + n_{A0} \int_{f_{Ao}}^{f_A} \frac{(-\Delta H_{RA})}{n_t C_p} df_A$

Bila  $(-\Delta H_{RA})$ ,  $C_p$ , dan  $n_t$  konstan

$$T = T_o + \frac{(-\Delta H_{RA})n_{A0}}{n_t C_p} (f_A - f_{Ao})$$

Waktu yang diperlukan untuk mencapai konversi  $f_A$ , dari pers. Neraca massa:

$$t = n_{A0} \int_{f_{Ao}}^{f_A} \frac{df_A}{(-r_A)V}$$

### Algoritma menghitung t RB Adiabatik

- Pilih harga  $f_A: f_{A0} \leq f_A \leq f_A$  (ditentukan)
- Hitung T pada  $f_A$  dari pers. Neraca energi
- Hitung  $(-r_A)$  dari persamaan kecepatan
- Hitung volume dari persamaan keadaan
- Ulangi langkah 1 s.d. 4 untuk beberapa nilai  $f_A$
- Hitung t dari pers. Neraca massa

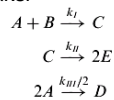
### Contoh 12-5 Missen

Dekomposisi fasa gas  $A \rightarrow R + S$ , dilangsungkan dalam reaktor batch dengan kondisi awal  $T_0 = 300$  K,  $V_0 = 0,5$  m<sup>3</sup>, dan tekanan total konstan 500 kPa. Harga  $C_p$  untuk A, R, dan S adalah 185,6; 104,7; dan 80,9 J mol<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup>. Entalpi reaksi = -6280 J mol<sup>-1</sup> dan reaksi orde satu terhadap A dg  $k_A = 10^{14} e^{-10000/T}$  h<sup>-1</sup>. Tentukan  $f_A$  dan T sebagai fungsi t, bila  $Q = 0$ ,  $f_A = 0,99$ .

Solusi

### MULTIPLE REACTIONS IN BATCH REACTORS

- Contoh-1: Menentukan kecepatan reaksi keseluruhan dari sejumlah reaksi



- Diawali dengan menentukan koefisien stoikiometri untuk tiap komponen dari tiap reaksi

$$\begin{array}{lll} v_{A,I} = -1 & v_{A,II} = 0 & v_{A,III} = -2 \\ v_{B,I} = -1 & v_{B,II} = 0 & v_{B,III} = 0 \\ v_{C,I} = +1 & v_{C,II} = -1 & v_{C,III} = 0 \\ v_{D,I} = 0 & v_{D,II} = 0 & v_{D,III} = +1 \\ v_{E,I} = 0 & v_{E,II} = +2 & v_{E,III} = 0 \end{array}$$

- Asumsi semua reaksi elementer, shg kec reaksi dapat dinyatakan sebagai:

$$\begin{aligned} \mathcal{R}_I &= k_I ab \\ \mathcal{R}_{II} &= k_{II} c \\ \mathcal{R}_{III} &= (k_{III}/2)a^2 \end{aligned}$$

- Menentukan kecepatan reaksi tiap komponen menggunakan rumus

$$\mathcal{R}_A = v_{A,I} \mathcal{R}_I + v_{A,II} \mathcal{R}_{II} + v_{A,III} \mathcal{R}_{III} + \dots$$

$$\text{atau} \quad \mathcal{R}_A = \sum_{\text{Reactions}} v_{A,I} \mathcal{R}_I = \sum_I v_{A,I} \mathcal{R}_I$$

Sehingga diperoleh persamaan

$$\begin{aligned} \mathcal{R}_A &= -k_I ab - k_{III} a^2 \\ \mathcal{R}_B &= -k_I ab \\ \mathcal{R}_C &= +k_I ab - k_{II} c \\ \mathcal{R}_D &= (k_{III}/2)a^2 \\ \mathcal{R}_E &= +2k_{II} c \end{aligned}$$

Neraca mole RB untuk N komponen dan M set reaksi:

$$\frac{d(Va)}{dt} = V \mathcal{R}_A = V(v_{A,I} \mathcal{R}_I + v_{A,II} \mathcal{R}_{II} + v_{A,III} \mathcal{R}_{III} + \dots + M \text{ terms})$$

$$\frac{d(Vb)}{dt} = V \mathcal{R}_B = V(v_{B,I} \mathcal{R}_I + v_{B,II} \mathcal{R}_{II} + v_{B,III} \mathcal{R}_{III} + \dots)$$

$$\frac{d(Vc)}{dt} = V \mathcal{R}_C = V(v_{C,I} \mathcal{R}_I + v_{C,II} \mathcal{R}_{II} + v_{C,III} \mathcal{R}_{III} + \dots)$$

Diperoleh N set PD ordiner, satu untuk tiap komponen dan M set persamaan kec reaksi komponen, satu untuk tiap reaksi.

Dari N set PD ordiner harus diket N set kondisi awal

$$a = a_0 \quad \text{at} \quad t = 0 \quad \text{dll.}$$

Contoh-2: Selesaikan persamaan design reaktor batch untuk set reaksi contoh-1. Asumsi sistem fasa cair dengan densiti konstan.

### Penyelesaian:

Untuk densiti konstan berarti volume reaktor adl konstan shg pers design menjadi:

$$\left. \begin{array}{l} \frac{da}{dt} = -k_I ab - k_{III} a^2 \quad a = a_0 \quad \text{at} \quad t = 0 \\ \frac{db}{dt} = -k_I ab \quad b = b_0 \quad \text{at} \quad t = 0 \\ \frac{dc}{dt} = +k_I ab - k_{II} c \quad c = c_0 \quad \text{at} \quad t = 0 \\ \frac{dd}{dt} = (k_{III}/2)a^2 \quad d = d_0 \quad \text{at} \quad t = 0 \\ \frac{de}{dt} = +2k_{II} c \quad e = e_0 \quad \text{at} \quad t = 0 \end{array} \right\} \begin{array}{l} \text{Set pers ini} \\ \text{akan sukar} \\ \text{diselesaikan} \\ \text{dengan cara} \\ \text{analitis dan} \\ \text{akan lebih} \\ \text{mudah dg} \\ \text{cara numeris} \end{array}$$

### Contoh-3

Selesaikan persamaan design RB untuk reaksi dalam contoh-2. Digunakan  $k_I=0.1 \text{ mol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ ,  $k_{II}=1.2 \text{ h}^{-1}$ ,  $k_{III}=0,06 \text{ mol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ . Kondisi awal adalah  $a_0 = b_0 = 20 \text{ mol}/\text{m}^3$ . Waktu reaksi adalah 1 jam.

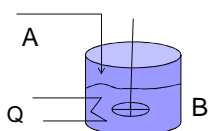
## REAKTOR SEMIBATCH

IGS Budiaman

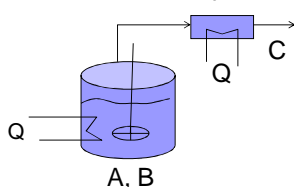
## Tipe reaktor semibatch

- Reaktor semibatch tipe -1
  - Digunakan untuk reaksi-reaksi sangat eksotermis
  - Salah satu umpan dimasukkan secara perlahan selama reaksi berlangsung
  - Konsentrasi  $A \gg \rightarrow$  terjadi reaksi samping
- Reaktor semibatch tipe -2
  - Umpan dimasukkan secara bersamaan
  - Salah satu produk diuapkan supaya reaksi tetap bergeser kekanan
  - Laju reaksi besar  $\rightarrow$  konversi besar

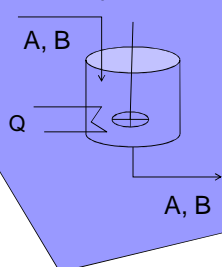
### Reaktor semibatch tipe -1



### Reaktor semibatch tipe -2



### Start-up CSTR

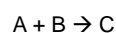


## Reaktor semibatch tipe -1

### Contoh reaksi:

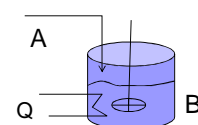
- Amonolisis
- Klorinasi
- Hidrolisis

### Reaksi secara umum:



Neraca mol A

$$F_{A0} - 0 + r_A V = \frac{dN_A}{dt} \quad (1)$$



Dalam bentuk konsentrasi

$$q_0 C_{A0} + r_A V = \frac{dC_A V}{dt} = C_A \frac{dV}{dt} + V \frac{dC_A}{dt} \quad (2)$$

Selama reaksi berlangsung volume V berubah thd waktu

Neraca massa total:

$$R_{in} - R_{out} + R_{gen} = R_{acc}$$

$$\rho_0 q_0 - 0 + 0 = \frac{d(\rho V)}{dt} \quad (3)$$

Bila densitas larutan konstan, berlaku:

$$\frac{dV}{dt} = q_0 \rightarrow \int_{V_0}^V dV = \int_0^t q_0 dt \rightarrow V = V_0 + q_0 t \quad (4)$$

Pers 4 dibagi  $q_0$

$$\frac{V}{q_0} = \frac{V_0}{q_0} + t \rightarrow \tau = \tau_0 + t \quad (5)$$

Substitusi pers. 4 ke 2

$$q_0 C_{A0} + r_A V = C_A q_0 + V \frac{dC_A}{dt}$$

$$q_0 (C_{A0} - C_A) + r_A V = V \frac{dC_A}{dt} \quad (6)$$

chain rule

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{dC_A}{d\tau} \frac{d\tau}{dt} = \frac{dC_A}{d\tau} (1) = \frac{dC_A}{d\tau} \quad (7)$$

Substitusi 7 ke 6 dan dibagi  $q_0$

$$(C_{A0} - C_A) + r_A \tau = \tau \frac{dC_A}{d\tau} \quad (7)$$

Jika umpan A ditambahkan secara pelan, CB awal  $\gg$   
 $\rightarrow$  reaksi dianggap order 1 thd A

$$-r_A = k' C_A C_B = k' C_A C_{B0} = k C_A \quad (8)$$

$$C_{A0} - C_A + k C_A = \tau \frac{dC_A}{d\tau}$$

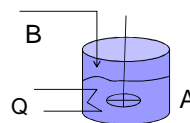
$$\frac{dC_A}{d\tau} + \left( \frac{1+k}{\tau} \right) C_A = \frac{C_{A0}}{\tau} \Rightarrow ode \quad (9)$$

$$ic: \tau = \tau_0 \text{ bila } C_A = C_{Ai} (\text{konsentrasi awal dlm reaktor})$$

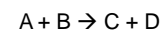
Dapat diselesaikan secara analitis atau numeris

Bila reaksi bukan order nol atau bukan order 1 dan jika tidak isothermal, maka sebaiknya penyelesaian model menggunakan metode numerik untuk menghitung konversi atau konsentrasi sebagai fungsi waktu.

Contoh:



Mula-mula dalam reaktor hanya berisi A, lalu B diumpangkan perlahan scr kontinyu. Reaksi order 1 thd A dan order 1 thd B



$$-r_A = k C_A C_B \quad (10)$$

Neraca mol A

[mol A dlm reaktor pd t] = [mol A mula-mula] - [mol A bereaksi]

$$N_A = N_{A0} - N_{A0} x_A \quad (11)$$

Neraca mol B, dengan cara sama

$$N_B = N_{B0} + \int_0^t F_{B0} dt - N_{A0} x_A \quad (12)$$

untuk kec  $F_{B0}$  tetap

$$N_B = N_{B0} + F_{B0} t - N_{A0} x_A \quad (13)$$

dari neraca mol A

$$r_A V = \frac{dN_A}{dt} \text{ atau } -r_A V = N_{A0} \frac{dx_A}{dt}, \text{ dan} \quad (14)$$

$$V = V_0 + q_0 t \quad (15)$$

Persamaan 13, 14, dan 15 dapat diselesaikan secara numeris, misal metode Euler:

$$x_{i+1} = x_i + \frac{(-r_A V)_i}{N_{A0}} (\Delta t)$$

ingat

$$C_A = \frac{N_A}{V} \quad \text{dan} \quad C_B = \frac{N_B}{V}$$

Selamat Belajar Belajar dan Belajar!  
And...Sukses...

### Derivation of Batch Reactor Design Equations

$$\begin{aligned}\frac{dN_A}{dt} &= r_A V \\ N_A &= N_{A0} - N_{A0} X \\ dN_A &= 0 - N_{A0} dX \\ -N_{A0} \frac{dX}{dt} &= r_A V \\ \boxed{N_{A0} \frac{dX}{dt} = -r_A V} \\ \frac{N_{A0} dX}{-r_A V} &= dt \\ t=0 \quad X=0 \\ \boxed{t = N_{A0} \int_0^X \frac{dX}{-r_A V}}\end{aligned}$$

Return

### Solusi contoh 12-1 Missen

$$\begin{aligned}c_{A0} &= n_{A0}/V = 7.5115 = 0.5 \\ f_{A1} &= 0; f_{A2} = 0.80 \\ (-r_A) &= k_A c_A = k_A c_{A0} (1 - f_A) \\ t &= c_{A0} \int_0^{f_A} \frac{df_A}{k_A c_{A0} (1 - f_A)} \\ &= \frac{-\ln(1 - f_A)}{k_A} = \frac{-\ln(0.2)}{0.05} = 32.2 \text{ min}\end{aligned}$$

Kembali

### Solusi contoh 12-2 Missen

from the stoichiometry, Since  $C_{A0} = C_{B0}$

$$(-r_A) = k_A c_A c_B = k_A c_A^2 = k_A c_{A0}^2 (1 - f_A)^2$$

Then, with  $f_{A1} = 0$ , and  $f_{A2} = f_A$ ,

$$\begin{aligned}t &= c_{A0} \int_0^{f_A} \frac{df_A}{k_A c_{A0}^2 (1 - f_A)^2} = \frac{1}{k_A c_{A0}} \frac{f_A}{1 - f_A} \\ &= \frac{0.9}{9.92 \times 10^{-3} \times 0.15 \times 0.1} = 6050 \text{ s} = 1.68 \text{ h} \\ V &= \frac{(t + t_d) Pr(C)}{v_C c_{A0} f_A} = \frac{(1.68 + 0.5)175}{1(0.15)0.9} \\ &= 2830 \text{ L or } 2.83 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Kembali

### Solusi contoh 12-3 Missen

Persamaan design untuk RB  $t = n_{A0} \int_0^{f_A} \frac{df_A}{(-r_A)V}$

Kecepatan reaksi

$$(-r_A) = k_A c_A^2 = k_A (n_A/V)^2 = \frac{k_A n_{A0}^2 (1 - f_A)^2}{V^2}$$

Perubahan jumlah mole dan volume setelah reaksi berlangsung ditentukan menggunakan tabel stokiometri

Species	Initial moles	Change An	Final moles
A	$n_{A0}$	$-n_{A0} f_A$	$n_{A0}(1 - f_A)$
B	0	$n_{A0} f_A$	$n_{A0} f_A$
C	0	$n_{A0} f_A$	$n_{A0} f_A$
total:	$n_{A0}$	$n_{A0} f_A$	$n_{A0}(1 + f_A)$

Untuk gas ideal  $V = n_t RT/P$ ,

Untuk kasus ini R, T, dan P konstan sehingga berlaku

$$\frac{V}{V_0} = \frac{n_{A0}(1 + f_A)}{n_{A0}} \quad \text{atau} \quad V = V_0(1 + f_A)$$

Substitusi ke pers. Kecepatan reaksi dan pers desain:

$$t = \frac{V_0}{k_A n_{A0}} \int_0^{f_A} \frac{(1 + f_A) df_A}{(1 - f_A)^2}$$

Untuk integral, ambil  $a = 1 - f_A \rightarrow f_A = 1 - a \rightarrow df_A = -da$ , integral menjadi:

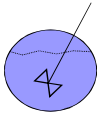
$$\int_1^{0.25} \frac{a - 2}{a^2} da = \ln(0.25) + 6 = 4.61$$

Sehingga diperoleh:

$$t = 10 \text{ L} \times 4.61 / (0.023 \text{ L mol}^{-1} \text{ s}^{-1} \times 5.0 \text{ mol}) = 400 \text{ s}$$

Return

Solusi 12-4 Missen



Diketahui:  $n_{A0} = 7,5 \text{ mol}$ ,  $V = 15 \text{ L}$ ,  $f_{A0} = 0$ ,  
 $f_A = 0,8$ ,  $k_A = 0,05 \text{ min}^{-1}$

Neraca mole:

$$\frac{df_A}{dt} = \frac{V}{n_{A0}}(-r_A) = \frac{V}{n_{A0}}k_A \frac{n_{A0}}{V}(1 - f_A) = k_A(1 - f_A)$$

Diintegrasikan diperoleh:

$$f_A = 1 - e^{-k_A t}$$

Neraca energi untuk operasi isothermal:

$$\dot{Q} = UA_c(T_c - T) = -(-\Delta H_{RA})n_{A0} \frac{df_A}{dt}$$

$$\dot{Q} = -(-\Delta H_{RA})n_{A0}k_A e^{-k_A t} = -(47,500)7,5(0,05/60)e^{-0,05t} = -297e^{-0,05t} \text{ J s}^{-1} \text{ or W}$$

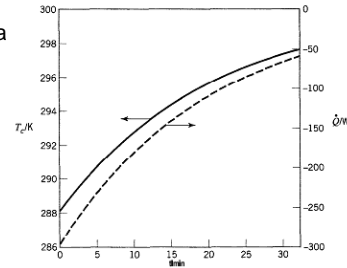
Karena  $Q < 0 \rightarrow$  panas diambil dari sistem  $\rightarrow$  reaksi eksotermis

Menghitung  $T_c$  sebagai fungsi waktu, dari neraca energi

$$T_c = T - \frac{(-\Delta H_{RA})n_{A0}k_A e^{-k_A t}}{UA_c}$$

$$T_c = 300 - \frac{(47500)(7,5)0,05}{75 \cdot 60} e^{-0,05t} = 300 - 11,9 e^{-0,05t}$$

Buat gra



Return

Solusi 12-5 Missen

Pers. Laju reaksi:  $(-r_A) = k_A c_A = k_A n_A/V = k_A n_{A0}(1 - f_A)/V$

Dari pers. Neraca massa:  $t = n_{A0} \int_0^{f_A} \frac{df_A}{(-r_A)V}$

Substitusikan  $(-r_A)$  diperoleh:  $t = \int_0^{f_A} \frac{df_A}{k_A(1 - f_A)}$  (A)

Dengan  $k_A = 10^{14} e^{-10,000/T}$  (B)

Neraca energi operasi adiabatik (Bila  $-\Delta H_{RA}$ ,  $C_p$ , dan  $nt$  konstan):

$$T = T_o + \frac{(-\Delta H_{RA})n_{A0}}{n_A C_p} (f_A - f_{A0})$$

$$\begin{aligned} n_i C_{Pi} &= n_i \sum x_i C_{Pi} = n_i \sum (n_j/n_i) C_{Pi} \\ &= \sum n_j C_{Pi} = n_A C_{PA} + n_R C_{PR} + n_S C_{PS} \\ &= n_{A0}(1 - f_A)C_{PA} + n_{A0}f_A C_{PR} + n_{A0}f_A C_{PS} \\ &= n_{A0}[C_{PA} + (C_{PR} + C_{PS} - C_{PA})f_A] \\ &= 185,6n_{A0} \end{aligned}$$

Substitusikan ke pers. Neraca energi:

$$T = 300 + \frac{6280n_{A0}}{185,6n_{A0}} f_A = 300 + 33,8 f_A \quad (C)$$

Pers. (A), (B), dan (C) diselesaikan secara simultan pada inkremen  $\Delta f$

$$t_j = t_{j-1} + 0,5(G_j + G_{j-1})(f_{A,j} - f_{A,j-1})$$

$$G = 1/[k_A(1 - f_A)] \quad G^* = 0,5(G_j + G_{j-1})$$

$f_A$	C, T/K	B, $k_A/h^{-1}$	G	$G^*$	A, t/h <sup>-1</sup>
0	300.00	0.33	3.00		0.00
0.1	303.38	0.48	2.30	2.65	0.26
0.2	306.76	0.70	1.80	2.05	0.47
0.3	310.14	0.99	1.44	1.62	0.63
0.4	313.52	1.41	1.19	1.31	0.76
0.5	316.90	1.97	1.01	1.10	0.87
0.6	320.28	2.76	0.91	0.96	0.97
0.7	323.66	3.82	0.87	0.89	1.06
0.8	327.04	5.25	0.95	0.91	1.15
0.9	330.42	7.18	1.39	1.17	1.27
0.99	333.46	9.47	10.56	5.98	1.80

Pers. A diselesaikan dengan Trapezoidal Rule rata-rata

Return