

## Réacteurs homogènes

## Série N°2

## Exercice 1

Un réactif A à l'état liquide est introduit dans un réacteur fermé agité (RFPA), il se décompose jusqu'à un taux de 50% après 3 min. Combien de temps faudra-t-il pour que sa conversion soit égale à 90%, si la réaction est d'ordre 1, d'ordre 2 et d'ordre 3. Dans chaque cas, calculer la constante de vitesse. Si on désire obtenir un taux plus élevé, quelle vitesse doit-on considérer? Calculer le temps de réaction si le nombre de moles de A à diminuer de 1% de sa valeur initiale et si la réaction est du premier ordre et la constante de vitesse  $k=0,23\text{min}^{-1}$ .

## Exercice 2

Une réaction homogène en phase liquide  $A \rightarrow B$  est effectuée dans un réacteur isotherme continu parfaitement agité. Calculer le volume du réacteur nécessaire pour convertir 99% de A, si le débit molaire horaire à l'entrée du réacteur est de 5 moles et le débit volumique à l'entrée du réacteur est de  $10\text{ dm}^3/\text{h}$ , en considérant que la réaction est d'ordre 0 ( $k=0,05\text{ mol/h.dm}^3$ ), d'ordre 1 ( $k=0,0001\text{ s}^{-1}$ ) et d'ordre 2 ( $k=3\text{ dm}^3/\text{mol.h}$ ). Comparer les résultats si le réacteur est tubulaire. Dans ce dernier cas, calculer le temps de passage et le temps de séjour.

## Exercice 3

On désire réaliser une réaction homogène en phase liquide  $A+B \rightarrow C+D$  mais la cinétique de cette réaction est inconnue. Pour cela, des essais ont été menés au laboratoire dans un réacteur continu parfaitement agité, il est alimenté d'un mélange équimolaire de A et de B (3 moles/L). L'essai consiste à faire varier le débit et à mesurer la concentration de A à la sortie du réacteur. les résultats obtenus sont donnés dans le tableau suivant :

$$V_R = 10\text{ L.}$$

$Q_0(\text{L/h})$	1,2	2,8	10	24,5	56,5	158
$C_{AS}$ (mole/L)	0,3	0,5	1	1,5	2	2,5

- Donner l'évolution de la vitesse de la réaction en fonction du taux de conversion. Pour un taux de conversion de 0,45, déterminer par la méthode graphique le volume du réacteur. *la réaction est généralisée*
- On souhaite utiliser la même alimentation ( $2\text{ m}^3/\text{h}$ ) dans un réacteur tubulaire. Calculer le temps de passage pour obtenir une concentration de A à la sortie égale à 0,3 mole/L. En déduire le volume du réacteur.  
Pour réaliser le réacteur tubulaire nous avons un tube de 50 cm de diamètre intérieur, sachant que le mélange réactionnel a une masse volumique de  $1000\text{ kg/m}^3$  et une

viscosité de  $10^{-3}$  Pa.s. Calculer le nombre de Reynolds. Peut-on assimiler le réacteur à un réacteur piston ? sinon comment devrait varier le diamètre du tube ?  
La vitesse initiale de la réaction est égale à 20 mole/h.

#### Exercice 4

Afin de comparer le volume d'un réacteur agité au volume d'un réacteur à écoulement piston, nous avons réalisé la réaction isothermique suivante en phase gazeuse :



Le tableau suivant donne l'évolution de la vitesse de A en fonction de la conversion ( $P = 10$  atm ;  $T = 422,2$  K)

$r_A(\text{mol/dm}^3.\text{s})$	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,85
x	0,0053	0,0052	0,005	0,0045	0,0040	0,0033	0,0025	0,0018	0,00125	0,001

Nous souhaitons connaître lequel des deux réacteurs nécessitent un faible volume pour réaliser une conversion de 60 % ? . Considérons que l'alimentation est la même dans les deux cas. Le débit molaire d'entrée est de 5 mol/s.

#### Exercice 5

Considérons une réaction de type :  $A \longrightarrow \text{Produits}$

Déterminer le volume de réacteurs nécessaire pour obtenir un taux de conversion de 67,5%

- Dans un réacteur continu parfaitement agité
- Dans une cascade de trois réacteurs identiques

$$k = 9,92 \text{ m}^3/\text{kmol.s} ; Q_0 = 0,278 \text{ m}^3/\text{s} ; C_{A0} = 0,1 \text{ kmol/m}^3$$

#### Exercice 6

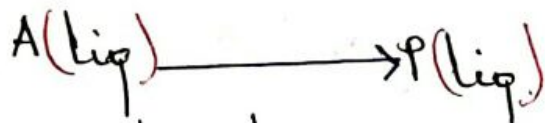
Deux réacteurs à écoulement piston sont disposés en parallèle, dans lesquels se déroule la réaction suivante en phase gazeuse :  $k \rightarrow R + S$ . Le réactif A est introduit avec 20 % en volume d'inertes à une pression de 10 atm et à une température de 550 °C. La moyenne des temps de séjour dans le réacteur est 3,3 min. Le temps de séjour moyen dans le réacteur est de 3,3 min. L'un des deux réacteurs son volume est le double. Calculer le rapport entre le débit volumique à l'entrée des deux réacteurs. La vitesse spécifique peut être estimée à partir de l'équation ci-dessous. Calculer la conversion à la sortie des deux réacteurs.

$$\ln k = \frac{12\,000}{T} + 10,6 \text{ (L/mol.s)}$$

05.04.2017

Serie (2)

Ex(1):

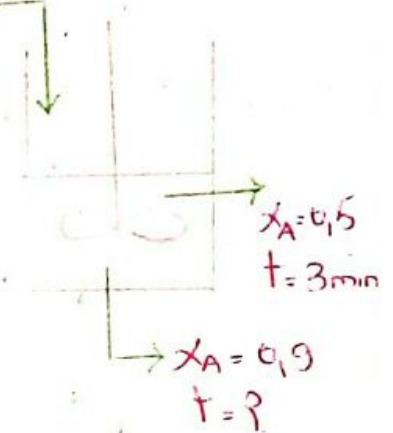


R<sup>o</sup> en phase liquide

$\exists V = \text{cst}$  (Pas de dilatation)

A(Liq)

RFPA.



Bilan de matière =

Entrée + réaction générée = Sortie + Accumulation

$$F_{Ae} + V_A r V = F_{As} + \frac{dn_A}{dt}$$

$F_{Ae} = F_{As}$  (Pas d'échange de matière)

$\exists$  Production = Accumulation

$$V_A r V = \frac{dn_A}{dt} \quad \exists \quad dt = \frac{dn_A}{V_A r V}$$

$$\exists \int dt = \int \frac{dC_A}{V_A r}$$

Reaction d'ordre (1):  $r = k C_A$

$$\int_0^t dt = \frac{1}{V_A k} \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{C_A}$$

$$\exists t = \frac{-1}{k} \ln \frac{C_A}{C_{A0}}$$

$$\exists t = \frac{1}{k} \ln \frac{C_{A0}}{C_A} \quad \exists t = f(C_A) \quad \exists t = f(x_A)$$

-1-



$$X_A = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0}} \Rightarrow C_A = C_{A0}(1 - X_A).$$

$$\text{D'où: } t = -\frac{1}{k} \ln \frac{C_{A0}(1 - X_A)}{C_{A0}} \Rightarrow t = -\frac{1}{k} \ln(1 - X_A).$$

$$\left. \begin{aligned} 3 &= -\frac{1}{k} \ln(1 - 0.15) \\ t &= -\frac{1}{k} \ln(1 - 0.9) \end{aligned} \right\} \begin{aligned} t &= 3 \frac{\ln(1 - 0.9)}{\ln(1 - 0.15)}. \end{aligned}$$

$$\Rightarrow t = 9.96 \text{ min} \approx 10 \text{ min}$$

Reaction d'ordre 2 :  $r = kC_A^2$

$$\int_0^t dt = \frac{1}{2k} \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{C_A^2} \Rightarrow t = -\frac{1}{k} \left[ \frac{1}{C_A} \right]_{C_{A0}}^{C_A}$$

$$\Rightarrow t = \frac{1}{k} \left[ \frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{A0}} \right]$$

$$\text{D'où: } t = \frac{1}{k} \left[ \frac{1}{C_{A0}(1 - X_A)} - \frac{1}{C_{A0}} \right] \quad \text{et } C_A = C_{A0}(1 - X_A).$$

$$t = \frac{1}{kC_{A0}} \left[ \frac{1}{1 - X_A} - 1 \right]$$

$$3 = \frac{1}{kC_{A0}} \left( \frac{1}{1 - 0.15} - 1 \right) \quad \dots (1)$$

$$t = \frac{1}{kC_{A0}} \left( \frac{1}{1 - 0.9} - 1 \right) \quad \dots (2)$$

$$\frac{(2)}{(1)} \Rightarrow t = 27 \text{ min}$$

Réaction d'ordre (3).  $r = k C_A^3$

$$\int_0^t dt = -\frac{1}{2k} \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{C_A^3}$$

$$\Rightarrow t = -\frac{1}{k} \left[ -\frac{1}{2C_A^2} \right]_{C_{A0}}^{C_A}$$

$$\Rightarrow t = \frac{1}{2k} \left[ \frac{1}{C_A^2} - \frac{1}{C_{A0}^2} \right]$$

$$\Rightarrow t = \frac{1}{2k} \left( \frac{1}{C_{A0}^2 (1-x_A)^2} - \frac{1}{C_{A0}^2} \right)$$

$$\Rightarrow t = \frac{1}{2C_{A0}^2 k} \left( \frac{1}{(1-x_A)^2} - 1 \right)$$

$$\Rightarrow t = \frac{1}{2C_{A0}^2 k} \left( \frac{1}{(1-0.9)^2} - 1 \right) \quad (1)$$

$$\Rightarrow 3 = \frac{1}{2C_{A0}^2 k} \left( \frac{1}{(1-0.5)^2} - 1 \right) \quad (2)$$

$$\frac{(1)}{(2)} \Rightarrow \boxed{t = 99 \text{ min}}$$

Pour l'ordre 2 et 3, on ne pourra pas calculer la cote de vitesse car  $C_{A0}$  est inconnue.

Pour l'ordre (1) :  $t = -\frac{1}{k} \ln(1-x_A)$   
 $k = \frac{-1}{t} \ln(1-x_A)$

43-

$$\Rightarrow k = \frac{-1}{3} \ln(1-0.15)$$

$$k = 0.23 \text{ min}^{-1}$$

$$X_A = 0.9 \begin{cases} \rightarrow r = kC_A \rightarrow t = 10 \text{ min} \\ \rightarrow r = kC_A^2 \rightarrow t = 27 \text{ min} \\ \rightarrow r = kC_A^3 \rightarrow t = 99 \text{ min} \end{cases}$$

Dans RPPA  $\rightarrow$  il est préférable d'imposer une réaction d'ordre 3 pour améliorer le taux de conversion pour un temps réduit.

- Expressions le bilan en terme de nombre de moles:

$$t = \frac{-1}{k} \ln \frac{C_A}{C_{A0}} ; C_A = \frac{n_A}{V}$$

$$\text{d'où} : t = \frac{-1}{k} \ln \frac{n_A}{n_{A0}} = \frac{-1}{k} \ln \frac{0.01 n_{A0}}{n_{A0}}$$

$$n_A = 0.01 n_{A0} \quad (n_A = 1\% n_{A0})$$

$$t = \frac{-1}{0.23} \ln 0.01 = 20 \text{ min}$$

$$X_A = \frac{n_{A0} - n_A}{n_{A0}} = \frac{n_{A0} - 0.01 n_{A0}}{n_{A0}}$$

$$X_A = 99\%$$

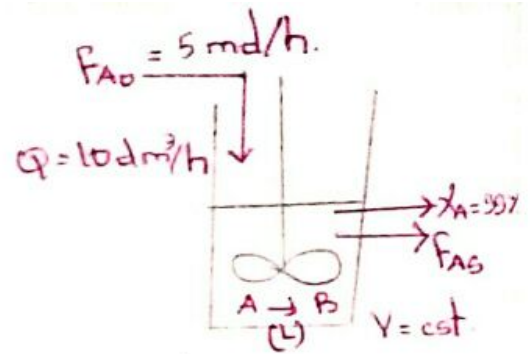
12.04.2017.

Ex (02) =

Reacteur agité continu RCPA :

Bilan de matière :

$E + R = S + Acc = 0$  (le reacteur fonctionne en régime permanent).



$$F_{A0} + V_A r V = F_{AS}$$

$$-rV = (F_{AS} - F_{A0})$$

$$\Rightarrow V_R = \frac{F_{A0} - F_{AS}}{r}$$

Réaction d'ordre 0 :  $r = k = 0,05 \text{ mde/h} \cdot \text{dm}^3$ .

$$X_A = \frac{F_{A0} - F_{AS}}{F_{A0}} \Rightarrow F_{AS} = F_{A0}(1 - X_A)$$

$$\Rightarrow F_{AS} = F_{A0}(1 - 0,99)$$

$$\Rightarrow F_{AS} = 0,01 F_{A0}$$

$$\Rightarrow V_R = \frac{F_{A0} - F_{AS}}{k} = \frac{F_{A0} - 0,01 F_{A0}}{0,05} = \frac{5(1 - 0,01)}{0,05} = \boxed{99 \text{ dm}^3}$$

Reacteur Tubulaire (à écoulement Piston) :

Bilan matière :

$$F_{A0} + V_A r dV = F_{A0} + dF_A$$

$$V_A r dV = dF_A$$

$$\begin{cases} -r dV = dF_A \end{cases}$$

$$\begin{cases} -k \int_0^V dV = \int_{F_{A0}}^{F_{AS}} dF_A \end{cases} \Rightarrow -kV = F_{AS} - F_{A0}$$

$$\Rightarrow V_R = \frac{F_{A0} - F_{AS}}{k}$$



$$-r \int dV = \Delta F_A \quad ; \quad F_A = Q C_A$$

$$-r \int dV = \Delta(Q C_A)$$

$$-r \int_0^V dV = Q \int_{C_{A0}}^{C_A} dC_A \quad \Rightarrow \quad -rV = Q(C_A - C_{A0})$$

$$\Rightarrow V = \frac{Q(C_{A0} - C_A)}{r}$$

$$V_{\text{piston}} = \frac{F_{A0} - F_A}{r}$$

$$V_{\text{piston}} = 9,9 \text{ dm}^3$$

$$F_A = Q \cdot C_A \quad \Rightarrow \quad C_{A0} = \frac{F_{A0}}{Q} = \frac{5}{10} = 0,5 \text{ mol/dm}^3$$

$$\tau = \frac{V_{\text{piston}}}{Q} = \frac{1}{r} (C_{A0} - C_A) = \frac{1}{r} (C_{A0} - C_{A0}(1 - X_A))$$

$$\Rightarrow \tau_{\text{piston}} \approx 9,9 \approx 10 \text{ h}$$

Cinétique d'ordre "0":  $V_{\text{RCPA}} = V_p$   $\left\{ \begin{array}{l} \text{pour un m}^\circ \text{ temps} \\ \text{de conversion} \end{array} \right.$

$$\tau_{\text{RCPA}} = \tau_p$$

Cinétique d'ordre "1":

$$R_{\text{CPA}} = r = k C_A$$

$$-rV = F_{A0} - F_A \quad \Rightarrow \quad V_R = \frac{F_{A0} - F_A}{k C_A}$$

$$\text{on sait que: } F_A = F_{A0}(1 - X_A) = F_{A0}(1 - 0,99) = 0,01 F_{A0}$$

$$C_A = C_{A0}(1 - X_A) = 0,01 C_{A0}$$

$$\text{d'o} \Rightarrow V_R = \frac{F_{A0}(1 - 0,01)}{k \times 0,01 C_{A0}}$$



$$V_R = \frac{5 \times 0.99}{0.0001 \times 0.5 \times 3600} \quad \Rightarrow \quad V_R = 2750 \text{ dm}^3$$

$$\tau_{RCPA} = \frac{V_R}{Q} \quad \Rightarrow \quad \tau_{RCPA} = \frac{2750}{10} = 275 \text{ h}$$

### Reacteur piston.

$$-r \, dv = df_A$$

$$-k C_A \, dv = Q \, dC_A$$

$$-k \int_0^V dv = Q \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{C_A} \quad \Rightarrow \quad -kV = Q \ln \left( \frac{C_A}{C_{A0}} \right)$$

$$\Rightarrow V_R = -\frac{Q}{k} \ln \left( \frac{C_A}{C_{A0}} \right)$$

$$\Rightarrow \tau_R = -\frac{Q}{k} \ln \left( \frac{C_A}{C_{A0}} \right)$$

$$\Rightarrow V_R = \frac{-10}{0.0001 \times 3600} \times \ln(0.01)$$

$$\Rightarrow V_R \approx 128 \text{ dm}^3$$

$$\Rightarrow \tau_{RP} = \frac{128}{10} = 12.8 \text{ h} \approx 13 \text{ h}$$

### Reaction d'ordre 1:

$$\left\{ \begin{array}{l} V_{RCPA} = 2750 \text{ dm}^3 \\ \tau_{RCPA} = 275 \text{ h} \end{array} \right.$$

$$\left\{ \begin{array}{l} V_{RP} = 128 \text{ dm}^3 \\ \tau_{RP} = 13 \text{ h} \end{array} \right.$$

Reaction d'ordre (2) :-

RCPA =

19. 04. 2017

Ex (03) =

$$r = f(x)$$

$$C_{A0} = C_{B0} = 3 \text{ mol/L}$$

$$\tau_0 = 20 \text{ mol/L.h}$$

$$V_R = 10 \text{ L.}$$

Phase liquide:  $V = \text{cte}$

Bilan de matière:

$$E + R = S$$

$$F_{Ae} + V_A r V = F_{As} \quad \text{ou} \quad -rV = F_{As} - F_{Ae}$$

$$\text{on sait que: } F_{As} = Q_0 C_{As} = Q_0 C_{A0} (1 - X_{As})$$

$$F_{Ae} = Q_0 C_{Ae} = Q_0 C_{A0} (1 - X_{Ae}).$$

$$r = \frac{F_{Ae} - F_{As}}{V}$$

$$\text{ou } r = \frac{Q_0 C_{A0} (X_{As} - X_{Ae})}{V}$$

$$t=0 \quad \text{ou} \quad X_{Ae}=0.$$

$$r = \frac{Q_0 C_{A0} X_{As}}{V}$$

$$C_{As} = C_{A0} (1 - X_{As})$$

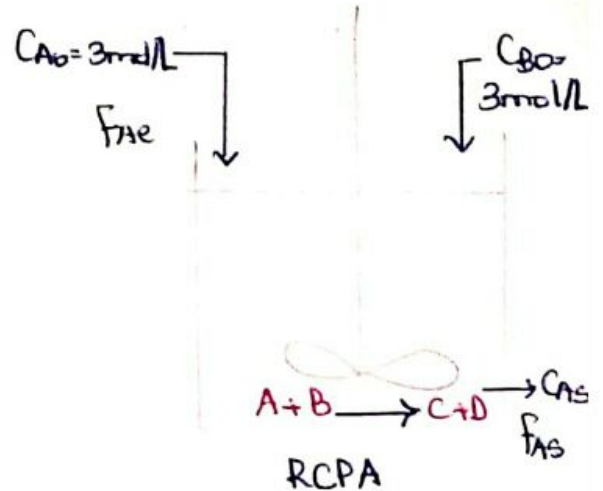
$$C_{As} = C_{A0} + V_A C_0 X_S$$

$$\Rightarrow C_{A0} - C_{A0} X_{As} = C_{A0} - C_0 X_S.$$

$$\text{ou } X_{As} = \frac{C_0}{C_{A0}} X_S$$

$$\text{ou } r = \frac{Q_0 C_{A0} C_0 X_S}{V C_{A0}}$$

-9-



$$r = \frac{Q_0 C_0 X_S}{V}$$

$$; r = \frac{Q_0 \times b \times X_S}{10}$$

$$C_0 = \sum C_{i0} = C_{A0} + C_{B0} = 6 \text{ mol/L.}$$

calculons  $X_S$ :

$$X_S = \frac{C_{A0} - C_{AS}}{C_0} ; X_S = \frac{3 - C_{AS}}{6}$$

$X_S$	0,45	0,41	0,33	0,25	0,17	0,08
$r \text{ (mol/L.h)}$	0,324	0,608	1,98	3,675	5,703	7,584

$$Q = 2 \text{ m}^3/\text{h}$$



$$F_i \rightarrow \rightarrow F_i + dF_i \rightarrow C_{AS} = 0,3 \text{ mol/L}$$

Bilan matière:

$$E + R = S$$

$$F_i + V_i r dv = F_i + dF_i$$

$$-r dv = dF_i$$

$$-r dv = d(Q \cdot C_i)$$

$$\int_0^V dv = -Q \int \frac{dC_i}{r}$$

$$C_i = C_0 (1 - X_i)$$

$$C_i = C_{i0} + V_i C_0 X_S$$

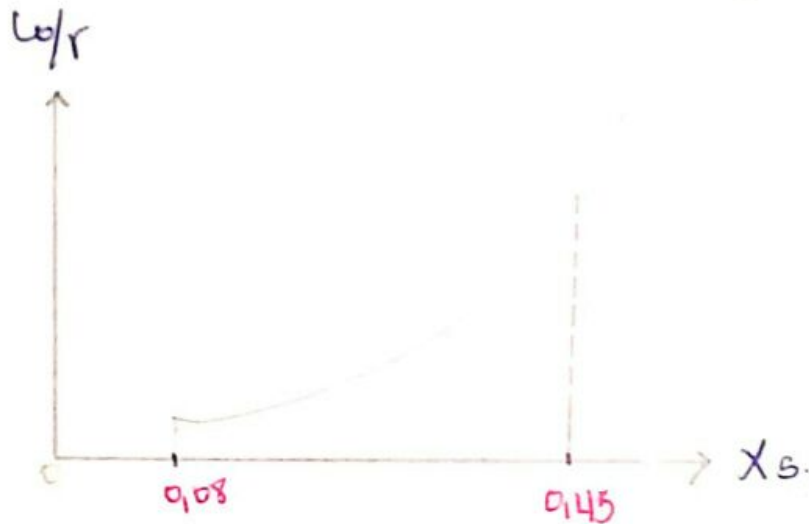
$$V = -Q \int \frac{C_0 (1 - X_A)}{r} = Q C_0 \int \frac{dX_A}{r}$$

-10-



$$V = -Q \int \frac{d(-C_0 x)}{r} \Rightarrow V = Q C_0 \int \frac{dx}{r}$$

$$Z = \frac{V}{Q} = C_0 \int \frac{dx}{r}$$



$$C_0/r \quad 18,51 \quad 8,72 \quad 3,03$$

$$C_0/r \quad 1,63 \quad 1,05 \quad 0,79$$

Aire sous la courbe de  $C_0/r = f(x_s)$ .

$$\Rightarrow Z_p = V_R/Q \Rightarrow V_R = Z_{pis} \times 2 \text{ m}^3/\text{h}.$$

$$d = 50 \text{ cm}, \rho = 10^3 \text{ kg/m}^3, \mu = 10^{-3} \text{ Pa.s}.$$

$$Re = \frac{\rho \cdot V \cdot d}{\mu}$$

$$= \frac{10^3 \cdot 0,5 \times V}{10^{-3}}$$

calculons  $V$ :

$$Q = \text{Vitesse} \cdot S = V \cdot \frac{\pi d^2}{4}$$

$$\Rightarrow V = \frac{4Q}{\pi d^2}$$

$$\Rightarrow \{ Re = 1415 < 2300 \}$$

-11-

Régime laminaire, on ne peut assimiler le réacteur à un réacteur piston, pour l'assimiler  $Re > 10^4$ .

$$\neq \frac{\rho d V}{\mu} > 10^4 \quad \left. \vphantom{\frac{\rho d V}{\mu}} \right\} \text{Vitesse} \nearrow$$

26. 04. 2017

Ex. (05):

$$C_A = C_B$$

Calculons le volume du réacteur:

Cinétique d'ordre (2):  $r = k C_A C_B = k C_A^2$

Bilan de matière =  $A/V$ .

$$E + R = S.$$

$$F_{Ae} + V_A r = F_{As} \dots (1)$$

Exprimons les flux en fonction de l'avancement généralisé  $X$ :

$$F_{Ae} = F_{Ao} + V_A f_o X_e \dots (2)$$

$$F_{As} = F_{Ao} + V_A f_o X_s.$$

(2) dans (1)  $\Rightarrow V = \frac{F_{Ae} - F_{As}}{r} \xrightarrow{X_e=0 \text{ (à l'entrée du réacteur)}} \Rightarrow V = \frac{F_{Ao} - f_o X_e - F_{Ao} + f_o X_s}{r}$

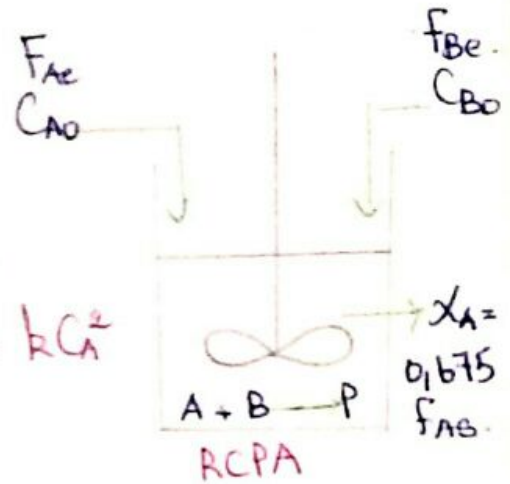
$$\Rightarrow V = \frac{f_o X_s}{r}$$

$$\Rightarrow V = \frac{f_o X_s}{k C_{Ao}^2 (1 - X_A)^2}$$

$$\Rightarrow V = \frac{Q_o C_o X_s}{k C_{Ao}^2 (1 - X_A)^2}$$

$$C_o = C_{Ao} + C_{Bo} = 2 C_{Ao}.$$

-13-



$$C_A = C_{A0} - C_0 X$$

$$C_A = C_{A0} - C_{A0} X_A$$

$$\text{d'au} : X = \frac{C_{A0} X_A}{C_0}$$

$$\text{d'au} : X = \frac{C_{A0} X_A}{2 C_{A0}}$$

$$\text{d'au} : X = \frac{X_A}{2}$$

$$\text{d'au} : V = \frac{Q_0 2 C_{A0} X_A}{k C_{A0}^2 (1 - X_A)^2}$$

$$V_{RCPA} = \frac{Q_0 X_A}{k C_{A0} (1 - X_A)^2}$$

$$A.N : V = \frac{0,278 \times 0,675}{9,92 \times 0,1 (1 - 0,675)^2}$$

$$V_{RCPA} = 1,54 \text{ m}^3$$

$$2) - V_1 = V_2 = V_3$$

Reacteurs identiques :

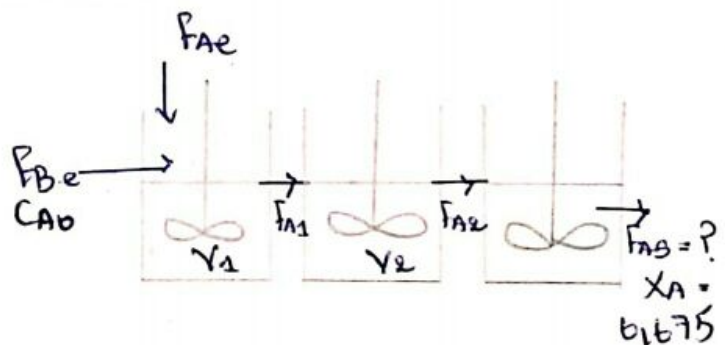
$$V_t = \sum V_i$$

$$= V_1 + V_2 + V_3$$

$$= 3 V_{RCPA}$$

$$= 3 \times 1,79$$

$$V_t = 5,37 \text{ m}^3$$

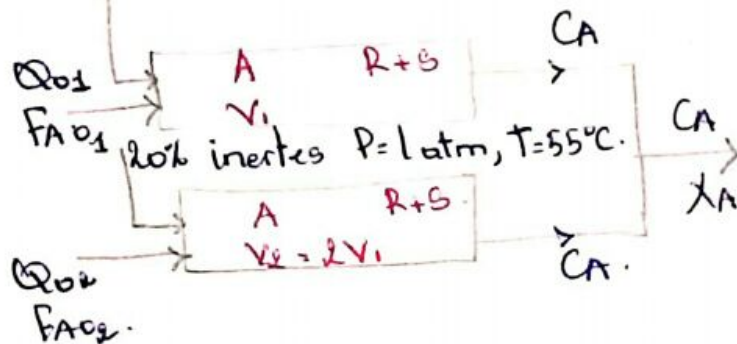




$$\tau = \frac{V_T}{Q_0} = \frac{\sum V_i}{Q_0} \Rightarrow \tau_{\text{cascade}} = 19,325$$

$$= \frac{5,37}{0,278} \quad \tau_{\text{RCPA}} = 6,446$$

Ex (66) = 20% inertes (fraction volumique).



$$\tau_0 = 3,3 \text{ min}$$

$$R = \frac{Q_{01}}{Q_{02}}$$

la reaction est d'ordre (2) =  $r = k C_A^2$ .  
 phases gazeuses =  $C_A = \frac{n_A}{V} = \frac{n_{A0} (1 - X_A)}{V_0 (1 - \alpha' X_A)^\beta}$ .

$$\Rightarrow C_A = C_{A0} \frac{(1 - X_A)}{(1 - \alpha' X_A)} ; \beta = 1.$$

$$\Rightarrow r = k C_{A0}^2 \frac{(1 - X_A)^2}{(1 - \alpha' X_A)^2}$$

$\beta = 1$  car  $T$  et  $P$  sont des constantes.

$$k = e^{(1200/273 + 550) + 10,6}$$

$$k = 8,63 \times 10^{10} \text{ (L/mol.s)}$$

Temps de passage :  $\tau = \frac{V_R}{Q_0}$

Dans un reacteur à écoulement piston :

$$\tau = C_{A0} \int_0^{X_{AS}} \frac{dx_A}{r.}$$

le temps de séjour :

$$\bar{t}_0 = \frac{V_R}{Q_0} = \frac{V_R}{Q_0(1 + \alpha' X_A)} = \frac{\tau}{(1 + \alpha' X_A)}$$

le temps de séjour moyen dans le RCPA en phase gazeuse :

$$\bar{t}_0 = \frac{C_{A0} \int_0^{X_{AS}} dx_A}{k C_{A0}^2 \int_0^{X_{AS}} \frac{dx_A}{(1 + \alpha' X_A)^2}}$$

$$\bar{t}_0 = \frac{C_{A0}}{k C_{A0}^2} \int_0^{X_{AS}} \frac{(1 + \alpha' X_A)^2 dx_A}{(1 + \alpha' X_A)^2 (1 - X_A)^2}$$

$$\bar{t}_0 = \frac{1}{k C_{A0}} \int_0^{X_{AS}} \frac{(1 + \alpha' X_A) dx_A}{(1 - X_A)^2}$$

$$\bar{t}_0 = \frac{1}{k C_{A0}} \int_0^{X_{AS}} \left[ \frac{(1 - X_A) + (\alpha' + 1) X_A}{(1 - X_A)^2} \right] dx_A$$

$$\bar{t}_0 = \frac{1}{k C_{A0}} \left[ \int_0^{X_{AS}} \frac{dx_A}{1 - X_A} + \frac{(\alpha' + 1) X_A}{(1 - X_A)^2} dx_A \right]$$

$$+ \frac{(\alpha' + 1) X_A + 1 - 1}{(1 - X_A)^2} \Rightarrow -(\alpha' + 1) \frac{(1 - X_A)}{(1 - X_A)^2} + \frac{1}{(1 - X_A)^2}$$

03.05.2017

Suite à l'exo (06):

$$F_s = F(k, C_{A0}, X_A, \alpha')$$

$$; X_A = P$$

$$\ln k = \frac{12000}{T} + 10,6 \text{ (L/mol.s)}$$

$$T = 550 + 273 = 823 \text{ K}$$

$$k = e^{\frac{12000}{823} + 10,6}$$

$$k = 8,63 \cdot 10^{10} \text{ (L/mol.s)}$$

$C_{A0}$  et  $\alpha'$

Considérons le gaz comme étant parfait :

$$C_{A0} = \frac{P_{A0}}{RT} ; P = 10 \text{ atm}, T = 550^\circ\text{C}$$

$$\text{on sait que } y_{A0} = P_{A0}/P, \Rightarrow C_{A0} = \frac{y_{A0}P}{RT}$$

$$\text{lorsque } T = c^te \Rightarrow P = c^te$$

$$P_i V_i = n_i RT$$

$$P_f V_f = n_f RT$$

$$\frac{V_i}{V_f} = \frac{n_i}{n_f} \Rightarrow \text{car } n_i = y_i$$

Recalculons les fractions molaires = A  $\rightarrow$  R + S.

Considérons un mélange (0,2 moles d'inerte + 0,8 moles de réactif A).

Composé	A	R	S	T	Total	
$t=0$	0,8	0	0	0,2	1	moles
$t \neq 0$	0	0,8	0,8	0,2	1,8	moles.

$$y_{A0} = \frac{n_{A0}}{n_t} = 0,8 ; C_{A0} = \frac{y_{A0} P}{RT} = \frac{0,8 \times 10}{9082 \times (550 + 273)}$$

$$C_{A0} = 0,118 \text{ mol/L}$$

Calculons  $\alpha'$ :

Variation en terme de nombre de moles =

$$\alpha' = \frac{n_t (X_A=1) - n_t (X_A=0)}{n_t (X_A=0)}$$

$$\alpha' = \frac{\Delta V}{1 + n_t/n_0}$$

$$\alpha' = \frac{1,8 - 1}{1} = 0,8$$

$$\alpha' = \frac{1}{1 + 0,2/1} = 0,83$$

$$X_A = 0,7$$

$$\Rightarrow \bar{F}_S = 3,3 \text{ min}$$

$$\bar{F}_S = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1 + \alpha X_A)r}$$



Calculons le temps de passage dans le réacteur piston :

$$\tau_{RP} = C_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{r}$$

$$\tau_{RP} = \frac{1}{k C_{A0}} \int_0^{x_A} \left( \frac{C(1 + \alpha' x_A)}{1 - x_A} \right)^2 dx_A$$

$$= \frac{1}{k C_{A0}} \int_0^{x_A} \left( \frac{(1 - x_A) + (\alpha' + 1)x_A}{1 - x_A} \right)^2 dx_A$$

$$= \frac{1}{k C_{A0}} \int_0^{x_A} \left( 1 + \frac{(\alpha' + 1)x_A}{1 - x_A} \right)^2 dx_A$$

$$= \frac{1}{k C_{A0}} \int_0^{x_A} \left( 1 - \frac{(\alpha' + 1)(1 - x_A) - 1}{1 - x_A} \right) dx_A$$

$$= \frac{1}{k C_{A0}} \int_0^{x_A} \left[ \left( 1 - (\alpha' + 1) \left( 1 - \frac{1}{1 - x_A} \right) \right)^2 \right] dx_A$$

$$= \frac{1}{k C_{A0}} \int_0^{x_A} \left[ 1 - \alpha' - 1 + \frac{(\alpha' + 1)}{(1 - x_A)} \right]^2 dx_A$$

$$= \left( -\alpha' + \frac{(\alpha' + 1)}{(1 - x_A)} \right)^2$$

$$= -\alpha'^2 - 2\alpha' \frac{(\alpha' + 1)}{1 - x_A} + \frac{(\alpha' + 1)^2}{(1 - x_A)^2}$$

$\tau_1 = 829 \text{ s}$  on sait que  $V_2 = 2V_1$ .

$$\tau_1 = \frac{V_1}{Q_{01}} ; \tau_2 = \frac{V_2}{Q_{02}}$$

$$V_2 = 2V_1$$

$$\tau_2 Q_{02} = 2\tau_1 Q_{01}$$

$$\tau_1 = \tau_2$$

$$\text{d'où} = \boxed{\frac{Q_{02}}{Q_{01}} = 2}$$

$$\begin{array}{l} Q_{01} \rightarrow V_1 \rightarrow \tau_1 \\ 2Q_{01} \rightarrow 2V_1 \rightarrow \tau_2 \end{array}$$