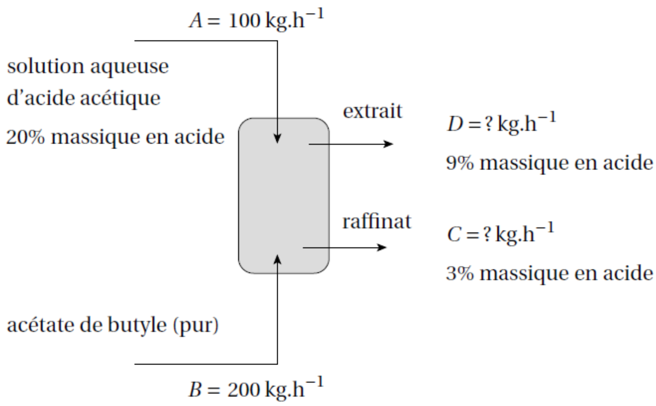
1 L'extraction liquide-liquide est une opération industrielle clé, elle consiste à isoler un composé dans une solution (soluté dilué dans un solvant) par transfert sélectif dans un second solvant liquide, peu miscible au premier, et de masse volumique différente. Le schéma général d'un extracteur continu industriel montre l'introduction de la solution contenant le soluté à extraire, l'introduction du solvant d'extraction, la sortie de l'extrait (solvant permettant l'extraction du soluté cible) et la sortie du raffinat (solvant contenant initialement le soluté dont la teneur en soluté a diminué). L'exemple ci-contre montre l'extraction de l'acide acétique contenu dans l'eau par le solvant acétate de butyle. Il n'y a aucune réaction chimique dans cette unité opérationnelle.



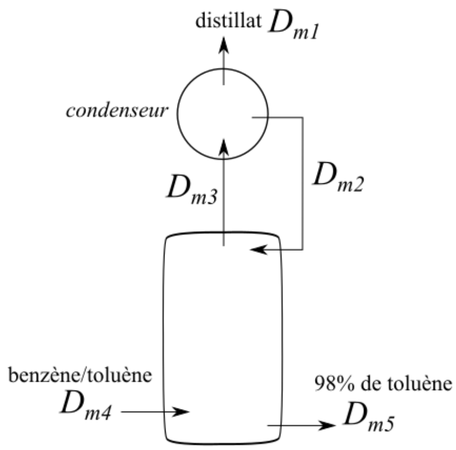
Certains débits massiques sont précisés, ainsi que certaines teneurs massiques.
La masse volumique de l'acétate de butyle est inférieure à celle de l'eau. Le régime est stationnaire.

1°) Calculer le débit massique en raffinat, ainsi que le débit massique en extrait.

2°) Calculer le rendement η de l'extraction, défini comme le rapport entre la masse d'acide par unité de temps qui quitte l'extracteur au niveau de l'extrait et la masse d'acide par unité de temps qui entre dans l'extracteur.

1°) On note w_{aaA} la fraction massique en acide acétique dans la solution aqueuse qui entre par le haut, w_{aaD} la fraction massique en acide acétique dans l'extrait (dont le solvant est l'acétate de butyle), et w_{aaC} la fraction massique en acide acétique dans le raffinat.
Le débit massique global se conserve (régime stationnaire) : $A + B = C + D$.
Et le débit massique d'acide acétique aussi : $w_{aaA}A + 0 = w_{aaC}C + w_{aaD}D$.
En combinant ces deux équations, $w_{aaA}A + 0 = w_{aaC}C + w_{aaD}(A + B - C)$,
D'où $C(w_{aaC} - w_{aaD}) = (w_{aaA} - w_{aaD})A - w_{aaD}B$,
puis $C = \boxed{\frac{(w_{aaA}-w_{aaD})A-w_{aaD}B}{w_{aaC}-w_{aaD}}} = \frac{(20-9)\times100-9\times200}{3-9} = \frac{700}{6} = \boxed{117\ \mathrm{kg\cdot h^{-1}}}$
Et $\boxed{D = A + B - C = 183\ \mathrm{kg\cdot h^{-1}}}$.
2°) $\boxed{\eta = \frac{w_{aaD}D}{w_{aaA}A} = 82\%}$. On voit que la solution aqueuse (qui sort par le raffinat) s'est beaucoup appauvrie en acide acétique, et que le solvant acétate de butyle (qui sort par l'extrait) a récupéré une part importante de l'acide acétique.

2 On étudie un processus de rectification continue (distillation industrielle) décrit par le schéma de procédé ci-contre (il ne s'y déroule aucune réaction chimique). Le mélange introduit est un mélange benzène/toluène dont la fraction massique en benzène est $w_{4,benz} = 60\%$.
Le distillat présente une teneur massique en benzène $w_{1,benz} = 96\%$, et le résidu (fraction moins volatile en bas de colonne) présente une teneur massique en toluène $w_{5,tol} = 98\%$.
Une partie des vapeurs recondensées du distillat sont réintroduites dans la colonne, au niveau d'une unité appelée *condenseur*. Cette opération assure à chaque étage de la colonne un flux de vapeur ascendante et de liquide descendant. On donne $D_{m4} = 5000\ \mathrm{kg\cdot h^{-1}}$ et $D_{m3} = 7000\ \mathrm{kg\cdot h^{-1}}$



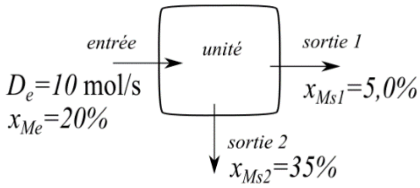
1°) Calculer les débits massiques D_{m1} et D_{m5}.

2°) Calculer le taux de reflux, c'est-à-dire $\frac{D_{m2}}{D_{m1}}$.

Le débit massique se conserve pour l'installation globale (régime stationnaire) : $D_{m4} = D_{m1} + D_{m5}$.
Et le débit massique de benzène aussi : $w_{4,benz}D_{m4} = w_{1,benz}D_{m1} + w_{5,benz}D_{m5}$.
En combinant les deux, $w_{4,benz}D_{m4} = w_{1,benz}D_{m1} + w_{5,benz}(D_{m4} - D_{m1})$,
D'où $\boxed{D_{m1} = D_{m4}\frac{w_{4,benz}-w_{5,benz}}{w_{1,benz}-w_{5,benz}} = 5000 \times \frac{60-2}{96-2} = 3{,}1\cdot10^3\mathrm{kg\cdot h^{-1}}}$
Puis $D_{m5} = D_{m4} - D_{m1} = \boxed{D_{m4}\frac{w_{1,benz}-w_{4,benz}}{w_{1,benz}-w_{5,benz}}} = 5000 \times \frac{96-60}{96-2} = \boxed{1{,}9\cdot10^3\mathrm{kg\cdot h^{-1}}}$.

2°) Le débit massique se conserve pour le condenseur : $D_{m3} = D_{m1} + D_{m2}$, d'où $\boxed{\frac{D_{m2}}{D_{m1}} = \frac{D_{m3}-D_{m1}}{D_{m1}} = 1{,}3}$

3 Soit une opération unitaire mettant en jeu un mélange binaire de méthanol (M) et d'eau (E). On les suppose miscibles en toutes proportions. Le régime de fonctionnement est stationnaire, et sans aucune réaction chimique. Le schéma de l'unité est représenté ci-contre. Les indices e, $s1$ et $s2$ sont respectivement relatifs à l'entrée, la sortie 1, la sortie 2. $M_E = 18$g/mol et $M_M = 32$g/mol.
Calculer les fractions molaires $x_{Me}, x_{Ee}, x_{Ms1}, x_{Ms2}, x_{Es1}, x_{Es2}$, et les débits molaires $D_{Me}, D_{Ee}, D_{Ms1}, D_{Ms2}, D_{Es1}, D_{Es2}$, puis les débits massiques de E et M à l'entrée.



$x_{Me} = 20\%$, $\boxed{x_{Ee} = 80\%}$, $x_{Ms1} = 5{,}0\%$, $\boxed{x_{Es1} = 95\%}$, $x_{Ms2} = 35\%$, $\boxed{x_{Es2} = 65\%}$.

$\boxed{D_{Me} = D_e x_{Me} = 2{,}0 \text{ mol}\cdot\text{s}^{-1}}$, $\boxed{D_{Ee} = D_e x_{Ee} = 8{,}0 \text{ mol}\cdot\text{s}^{-1}}$,

$D_{Ms1} = D_{s1}x_{Ms1}$, mais il nous manque D_{s1}.

Pour cela, on écrit la conservation du débit molaire global : $D_e = D_{s1} + D_{s2}$,

et celle du débit molaire en méthanol : $D_e x_{Me} = D_{s1}x_{Ms1} + D_{s2}x_{Ms2}$.

On combine les deux : $D_e x_{Me} = D_{s1}x_{Ms1} + (D_e - D_{s1})x_{Ms2}$, puis $D_{s1} = D_e \frac{x_{Me}-x_{Ms2}}{x_{Ms1}-x_{Ms2}}$

D'où $\boxed{D_{Ms1} = D_e \frac{x_{Me}-x_{Ms2}}{x_{Ms1}-x_{Ms2}} x_{Ms1}} = 10 \times \frac{20-35}{5-35} \times 0{,}05 = \boxed{0{,}25 \text{ mol}\cdot\text{s}^{-1}}$.

De même, $\boxed{D_{Ms2} = D_e \frac{x_{Me}-x_{Ms1}}{x_{Ms2}-x_{Ms1}} x_{Ms2}} = 10 \times \frac{20-5}{35-5} \times 0{,}35 = \boxed{1{,}75 \text{ mol}\cdot\text{s}^{-1}}$

De même, $\boxed{D_{Es1} = D_e \frac{x_{Ee}-x_{Es2}}{x_{Es1}-x_{Es2}} x_{Es1}} = 10 \times \frac{80-65}{95-65} \times 0{,}95 = \boxed{4{,}75 \text{ mol}\cdot\text{s}^{-1}}$.

Et $\boxed{D_{Es2} = D_e \frac{x_{Ee}-x_{Es1}}{x_{Es2}-x_{Es1}} x_{Es2}} = 10 \times \frac{80-95}{65-95} \times 0{,}65 = \boxed{3{,}25 \text{ mol}\cdot\text{s}^{-1}}$.

Pour terminer, $\boxed{D_{m,Ee} = M_E D_{Ee} = 18 \times 8{,}0 = 144 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}}$ et , $\boxed{D_{m,Me} = M_M D_{Me} = 32 \times 2{,}0 = 64 \text{ g}\cdot\text{s}^{-1}}$.

4 On étudie la polymérisation d'un alcène dans un RPAC. Un mélange liquide de solvant, de monomère M (de concentration 3,0 mol/L) et d'inhibiteur I (de concentration 0,010 mol/L) est introduit dans un réacteur avec un débit volumique $D_v = 1{,}2 \text{ L}\cdot\text{s}^{-1}$. Le coefficient stœchiométrique est de 1 (en valeur absolue) pour le monomère. La vitesse de la réaction de polymérisation est donnée par : $v = k_p[M]\sqrt{\frac{2k_0[I]_0}{k_t}}$, avec :

- $[M]$ la concentration en monomère ;
- $[I]_0$ la concentration initiale en inhibiteur ;
- $k_p = 1{,}0 \cdot 10^{-2} \text{L.mol}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$; $k_0 = 1{,}0 \cdot 10^{-3}\text{s}^{-1}$; $k_t = 5{,}0 \cdot 10^{-7} \text{L.mol}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$ représentent des constantes de vitesses de différentes étapes de la polymérisation (propagation, initiation, terminaison).

Calculer le volume V de réacteur nécessaire pour obtenir un taux de conversion $\alpha = 80\%$ pour le monomère.

$[M]_s$=$[M]_e - \frac{vV}{D_v}$ et $v = k_p[M]_s\sqrt{\frac{2k_0[I]_0}{k_t}}$, donc $[M]_s$=$[M]_e - \frac{V}{D_v}k_p[M]_s\sqrt{\frac{2k_0[I]_0}{k_t}}$.

De plus, $[M]_s$=$[M]_e(1-\alpha)$, d'où $[M]_s$=$\frac{[M]_s}{1-\alpha} - \frac{V}{D_v}k_p[M]_s\sqrt{\frac{2k_0[I]_0}{k_t}}$, puis $\frac{\alpha}{1-\alpha} - \frac{V}{D_v}k_p\sqrt{\frac{2k_0[I]_0}{k_t}} = 0$

Et enfin, $\boxed{V = \frac{D_v}{k_p}\frac{\alpha}{1-\alpha}\sqrt{\frac{k_t}{2k_0[I]_0}} = 76 \text{ L}}$.

5 On étudie la réaction d'ordre 2 (ordre partiel 1 pour chacun des deux réactifs) entre l'iodure d'éthyle (noté B) et l'ion hydroxyde (noté D), dans le solvant eau. À la température de l'expérience, la constante de vitesse de réaction vaut $k = 2{,}21 \cdot 10^{-2} \text{ L.mol}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$. La réaction est $B + D = produits$.

La réaction est menée dans un RPAC de volume 750 L, avec un débit d'entrée $D_v = 5{,}0 \text{ L}\cdot\text{s}^{-1}$. Dans le fluide entrant, chacun des deux réactifs a une concentration de 1,0 mol/L. Le régime est stationnaire.

1°) Calculer le temps de passage dans le réacteur.

2°) Calculer la concentration des réactifs à la sortie du réacteur et en déduire la valeur du taux de conversion.

3°) Reprendre le calcul pour un réacteur piston de même volume, et conclure.

1°) $\boxed{\tau = \frac{V}{D_v} = 1{,}5 \cdot 10^2 \text{s}}$

2°) $[B]_s = [B]_e - v\tau$ et $[D]_s = [D]_e - v\tau$, et $[B]_s = [D]_s$
$v = k[B]_s[D]_s = k\,[B]_s^2$.
$[B]_s = [B]_e - k\,\tau[B]_s^2$, qu'on peut écrire $k\tau[B]_s^2 + [B]_s - [B]_e = 0$.
$\Delta = 1 + 4k\tau[B]_e > 0$.
$[B]_s = \frac{-1\pm\sqrt{1+4k\tau[B]_e}}{2k\tau}$.

On prend la seule racine qui a un sens chimique, donc la positive : $\boxed{[B]_s = [D]_s = \frac{-1+\sqrt{1+4k\tau[B]_e}}{2k\tau} = 0{,}42\ \mathrm{mol\cdot L^{-1}}}$.

De plus, $[B]_s = [B]_e(1-\alpha)$, d'où $\boxed{\alpha = 1 - \frac{[B]_e}{[B]_s} = 0{,}58 = 58\%}$.

3°) Pour un réacteur piston, $[\mathrm{B}](z+dz) = [\mathrm{B}](z) - \frac{vS\,dz}{D_v} = [\mathrm{B}](z) - \frac{S\,dz}{D_v}k\,[B]_s^2(z)$.

D'où l'équation différentielle : $\frac{d[B]}{dz} = -\frac{S}{D_v}k\,[B]^2$.

On sépare les variables : $-\frac{d[B]}{[B]^2} = \frac{S}{D_v}k\,dz$, qui s'intègre en $\frac{1}{[B](z)} = \frac{1}{[B](0)} + \frac{Sk}{D_v}z$

Puis $\frac{1}{[B]_s} = \frac{1}{[B]_e} + \frac{kV}{D_v}$, donc $\boxed{[B]_s = \frac{1}{\frac{1}{[B]_e}+k\tau} = 0{,}23\ \mathrm{mol\cdot L^{-1}}}$ d'où $\boxed{\alpha = 1 - \frac{[B]_e}{[B]_s} = 0{,}77 = 77\%}$

Conclusion : pour un même encombrement, $\boxed{\text{le réacteur piston est plus performant}}$, puisqu'il transforme plus les réactifs.

6 On étudie l'association en série de n RPAC isothermes de volumes $V = 50$ L identiques.
Le premier est alimenté par un flux liquide de débit volumique $D_v = 10\ \mathrm{L\cdot min^{-1}}$, contenant un réactif R à la concentration $[\mathrm{R}]_e$. La concentration en ce réactif R à la sortie du dernier RPAC est notée $[\mathrm{R}]_s$.
Le i ième RPAC reçoit le réactif R à la concentration $[\mathrm{R}]_i$, et le fait ressortir à la concentration $[\mathrm{R}]_{i+1}$.
Le régime est stationnaire. Le coefficient stœchiométrique est de 1 (en valeur absolue) pour R.

On admet que la réaction est la même dans chacun des réacteurs, et qu'elle est d'ordre 1 par rapport à R (et d'ordre global 1). La constante de vitesse est $k = 5{,}3\cdot 10^{-2}\mathrm{min^{-1}}$.
1°) Déterminer la relation entre $[\mathrm{R}]_i$ et $[\mathrm{R}]_{i+1}$, en fonction de D_v, k et V.

2°) En déduire la relation entre $[\mathrm{R}]_s$ et $[\mathrm{R}]_e$, puis l'expression du taux de conversion de R en sortie de l'ensemble des réacteurs.

3°) Quel doit être le nombre n de RCPA pour que le taux de conversion global de R soit de 80% ?

4°) Quel serait le volume V_1 d'un RPAC unique réalisant le même taux de conversion ? Commenter.

5°) Quel serait le volume V_2 d'un réacteur piston unique réalisant le même taux de conversion ? Commenter.

6°) Montrer que, quand n tend vers $+\infty$, la somme des volumes des RPAC (V_{tot}) tend vers $-\frac{D_v}{k}\ln(1-\alpha)$.
Commenter.

1°) Cf cours : $[\mathrm{R}]_{i+1} = [\mathrm{R}]_i - \frac{vV}{D_v}$, et $v = k[\mathrm{R}]_{i+1}$, donc $\boxed{[\mathrm{R}]_{i+1} = \frac{[\mathrm{R}]_i}{1+\frac{kV}{D_v}}}$

2°) $\boxed{[R]_s = [R]_e\left(\frac{1}{1+\frac{kV}{D_v}}\right)^n}$, et donc, puisque $[R]_s = [R]_e(1-\alpha)$, $\boxed{\alpha = 1 - \left(\frac{1}{1+\frac{kV}{D_v}}\right)^n}$.

3°) $\left(1+\frac{kV}{D_v}\right)^n = \frac{1}{1-\alpha}$, d'où $\boxed{n = \frac{-\log(1-\alpha)}{\log\left(1+\frac{kV}{D_v}\right)} = 7}$ car on trouve 6,85.

4°) $\boxed{V_1 = \frac{D_v}{k}\left(\frac{1}{1-\alpha} - 1\right) = \frac{D_v}{k}\left(\frac{\alpha}{1-\alpha}\right) = 0{,}75\ \mathrm{m^3}}$. C'est plus gros que 7 réacteurs de 50 L, qui représenteraient 0,35 $\mathrm{m^3}$.

5°) Pour un réacteur piston, assimilable à un empilement de RPAC d'épaisseur dz, $[\mathrm{R}](z+dz) = [\mathrm{R}](z) - \frac{v\,S\,dz}{D_v}$,
et $v = k[\mathrm{R}](z+dz) \simeq k[\mathrm{R}](z)$, d'où $\frac{d[\mathrm{R}]}{dz} = -\frac{S}{D_v}k[\mathrm{R}]$, puis $[\mathrm{R}](L) = [\mathrm{R}](0)\exp\left(-\frac{kSL}{D_v}\right)$,
c'est-à-dire $[\mathrm{R}]_s = [\mathrm{R}]_e \exp\left(-\frac{kV_2}{D_v}\right)$.

Or, $[\mathrm{R}]_s = [\mathrm{R}]_e(1-\alpha)$, donc $1-\alpha = \exp\left(-\frac{kV_2}{D_v}\right)$ puis $\boxed{V_2 = -\frac{D_v}{k}\ln(1-\alpha) = 0{,}30\ \mathrm{m}^3}$.

Commentaire : c'est encore mieux que 7 réacteurs RPAC. Pas étonnant, car un RP équivaut à une infinité de RPAC.

6°) D'après le 2°) ou le 3°), $1+\frac{kV}{D_v} = (1-\alpha)^{\left(-\frac{1}{n}\right)}$, donc le volume d'un étage est $V = \frac{D_v}{k}\left[(1-\alpha)^{\left(-\frac{1}{n}\right)}-1\right]$,

Donc le volume total, pour les n RPAC cascadés est $V_{tot} = n\frac{D_v}{k}\left[(1-\alpha)^{\left(-\frac{1}{n}\right)}-1\right]$.

On peut transformer le crochet en $\left[\exp\left(\ln\left((1-\alpha)^{\left(-\frac{1}{n}\right)}\right)\right)-1\right]$

C'est-à-dire en $\left[\exp\left(-\frac{1}{n}\ln(1-\alpha)\right)-1\right]$.

Et quand $x\to 0, \exp(x) \simeq 1+x$.

Donc $V_{tot} \simeq n\frac{D_v}{k}\left[-\frac{1}{n}\ln(1-\alpha)\right] = -\frac{D_v}{k}\ln(1-\alpha)$. On retrouve bien le résusltat du RP du 5°).

7 On étudie la réaction avec l'eau (notée E) d'un chlorure d'acyle sulfonique (noté B) menée dans un RPAC de volume $V = 50$ L. Les produits sont un alcool (noté D) et un acide (noté F) : B + E = D + F.

Le régime est stationnaire. On donne $R = 8{,}31\ \mathrm{J\cdot mol^{-1}\cdot K^{-1}}$. On précise que :

- L'enthalpie standard de réaction vaut $\Delta_r H^0 = -251\ \mathrm{kJ.mol^{-1}}$;
- B est dissous dans l'eau à une concentration $c_0 = 0{,}50$ mol/L ;
- Le débit volumique de la solution, en entrée comme en sortie, est $D_v = 0{,}10\ \mathrm{L\cdot s^{-1}}$;
- La solution entre dans le réacteur à $T_e = 20$°C ;
- La paroi externe du réacteur a une surface $S = 0{,}50$ m² et est maintenue à 20°C. Le coefficient h de la conducto-convection est $h = 500\ \mathrm{W\cdot m^{-2}\cdot K^{-1}}$.

1°) Quelle est l'expression de la puissance thermique reçue algébriquement par le réacteur de la part du milieu extérieur ?

2°) On note T_s la température de sortie, et α le taux de conversion de B. À partir d'un bilan d'énergie, établir un lien entre $\mathcal{P}_{th}$, D_v, c_0, $\Delta_r H^0$, μ_{eau}, $c_{p\ eau}$, T_e, α et T_s.

3°) En déduire la valeur de T_s pour avoir un taux de conversion de 80%. On donne $c_{p\ eau} = 4{,}18\ \mathrm{J\cdot g^{-1}\cdot K^{-1}}$.

1°) Attention au signe : $\boxed{\mathcal{P}_{th} = -hS(T-T_{ext}) = -hS(T_s-T_{ext})}$.

2°) $\mu_{eau}D_v\,dt\,(h_s\_h_e) = \mathcal{P}_{th}\,dt$, c'est-à-dire $\mu_{eau}D_v\,c_{peau}(T_s-T_e) + \Delta_r H^0 vV = \mathcal{P}_{th}$.

Or, $[B]_s$=$[B]_e - \frac{vV}{D_v}$, c'est-à-dire $[B]_e(1-\alpha) = [B]_e - \frac{vV}{D_v}$, donc $vV = D_v\alpha[B]_e = D_v\alpha c_0$.

Il vient $\mu_{eau}D_v\,c_{peau}(T_s-T_e) + \Delta_r H^0 D_v\alpha c_0 = \mathcal{P}_{th}$,

ou plus simplement, $\boxed{D_v\left(\mu_{eau}c_{peau}(T_s-T_e) + \Delta_r H^0\alpha c_0\right) = \mathcal{P}_{th}}$.

3°) On remplace : $D_v\left(\mu_{eau}c_{peau}(T_s-T_e) + \Delta_r H^0\alpha c_0\right) = -hS(T_s-T_{ext})$,

D'où $\frac{hS}{D_v}(T_s-T_{ext}) + \mu_{eau}c_{peau}(T_s-T_e) = -\Delta_r H^0\alpha c_0$.

Puis $T_s\left(\frac{hS}{D_v}+\mu_{eau}c_{peau}\right) = \frac{hS}{D_v}T_{ext} + \mu_{eau}c_{peau}T_e = -\Delta_r H^0\alpha c_0$.

$$\boxed{T_s = \frac{\frac{hS}{D_v}T_{ext}+\mu_{eau}c_{peau}T_e}{\frac{hS}{D_v}+\mu_{eau}c_{peau}} + \frac{-\Delta_r H^0\alpha c_0}{\frac{hS}{D_v}+\mu_{eau}c_{peau}} = 35°\mathrm{C}}$$

8 On étudie la réaction 4A + 6F = D + 6E. Elle a lieu à 36°C dans un RPAC de volume 490 cm³ fonctionnant en régime stationnaire. Il est alimenté par deux voies de débits $D_{v1} = D_{v2} = 1{,}5\ \mathrm{cm^3\cdot s^{-1}}$

La voie 1 amène une solution de A avec une concentration $c_{A0} = 4{,}06$ mol/L.

La voie 2 amène une solution de F avec une concentration $c_{F0} = 6{,}32$ mol/L.

La densité des solutions est supposée identique et ne varie pas lors du mélange.

1°) Identifier le réactif limitant et exprimer les concentrations de A, F et D à l'intérieur du réacteur, en fonction du taux α de conversion de ce réactif limitant, et des concentrations volumiques de l'entrée.

2°) La vitesse de réaction s'écrit $v = k[A][F]^2$, avec $k = 1{,}62\cdot 10^{-2}\mathrm{L^2\cdot mol^{-2}\cdot s^{-1}}$. Calculer α.

3°) En déduire les valeurs des concentrations de A, F et D en sortie du réacteur

1°) La concentration en A dans la zone d'entrée est $\boxed{[\mathrm{A}]_e = c_{A0}\frac{D_{v1}}{D_{v1}+D_{v2}} = \frac{c_{A0}}{2} = 2{,}03\ \mathrm{mol.L^{-1}}}$.

La concentration en F dans la zone d'entrée est $\boxed{[\mathrm{F}]_e = c_{F0}\frac{D_{v2}}{D_{v1}+D_{v2}} = \frac{c_{F0}}{2} = 3{,}16\ \mathrm{mol.L^{-1}}}$.

On voit que $\frac{[\mathrm{F}]_e}{[\mathrm{A}]_e} = \frac{3{,}16}{2{,}03} > \frac{6}{4}$, donc A est (de peu !) le réactif limitant.
Le taux de conversion étant défini à partir du réactif limitant, on a :
$\boxed{[\mathrm{A}]_s = [\mathrm{A}]_e(1-\alpha) = \frac{c_{A0}}{2}(1-\alpha)}$.

Mais $\boxed{[\mathrm{F}]_s = [\mathrm{F}]_e - \frac{3}{2}\alpha[\mathrm{A}]_e = \frac{c_{F0}}{2} - \frac{3}{4}\alpha c_{A0}}$, et $\boxed{[\mathrm{D}]_s = \frac{1}{4}\alpha[\mathrm{A}]_e = \frac{1}{8}\alpha c_{A0}}$.

2°) Le débit volumique sortant est $D_{v3} = D_{v1} + D_{v2} = 2D_{v1}$.
$D_{v3}[\mathrm{A}]_s = D_{v1}c_{A0} - 4vV$, donc $[\mathrm{A}]_s = \frac{c_{A0}}{2} - \frac{2vV}{D_{v1}}$, et puisque $[\mathrm{A}]_s = \frac{c_{A0}}{2}(1-\alpha)$, il vient :
$\frac{c_{A0}}{2}\alpha = \frac{2vV}{D_{v1}}$.

La loi de vitesse $v = k[A][F]^2 = k[A]_s[F]_s^2$ conduit à $\frac{c_{A0}}{2}\alpha = \frac{2V}{D_{v1}}k\frac{c_{A0}}{2}(1-\alpha)\left(\frac{c_{F0}}{2} - \frac{3}{4}\alpha c_{A0}\right)^2$

D'où $\frac{\alpha}{1-\alpha} = \frac{2V}{D_{v1}}k\left(\frac{c_{F0}}{2} - \frac{3}{4}\alpha c_{A0}\right)^2$.
Il faut résoudre cette équation du 3ème degré avec un solveur.
Avec un programme de dichotomie python, on trouve : $\boxed{\alpha = 82\%}$.

3°) On en déduit $\boxed{[\mathrm{A}]_s = \frac{c_{A0}}{2}(1-\alpha) = 0{,}36\ \mathrm{mol.L^{-1}}}$

$\boxed{[\mathrm{F}]_s = \frac{c_{F0}}{2} - \frac{3}{4}\alpha c_{A0} = 0{,}66\ \mathrm{mol.L^{-1}}}$ et $\boxed{[\mathrm{D}]_s = \frac{1}{8}\alpha c_{A0} = 0{,}42\ \mathrm{mol.L^{-1}}}$