

DIMENSIONNEMENT D'UN RÉACTEUR À LIT FIXE CONIQUE DE RÉCUPÉRATIN DE CUIVRE

M. BENZINA*, A. RATEL**, G. LACOSTE***

**École nationale d'ingénieurs de Sfax, Route de La Soukra, BP W, 3038 Sfax, Tunisie.*

***École nationale d'ingénieurs de Gabès, Route de Médenine, 6029 Gabès, Tunisie.*

****École nationale supérieure d'ingénieurs de génie chimique, chemin de la Loge, 31078 Toulouse Cedex, France.*

(Soumis en octobre 1992, accepté en avril 1994)

Résumé : On présente dans cet article, le problème du fonctionnement d'un réacteur à lit fixe conique percolé par une solution électrolytique de Cu^{++} en milieu sulfurique et nous montrons, dans un but d'optimisation, les possibilités de dimensionnement qui peuvent être associées à cette géométrie particulière de réacteur. L'écriture et la résolution numérique des équations faisant intervenir les bilans de masse et de charge a conduit à proposer des diagrammes de dimensionnement liant les paramètres : taux de conversion, hauteur de lit, vitesse de percolation, angle d'inclinaison pour différentes concentrations d'entrée du liquide. Ces diagrammes permettent de déterminer la géométrie et les critères de fonctionnement du réacteur opérant avec un taux de conversion et débit choisi ou de trouver le taux de conversion si les dimensions du réacteur sont fixées.

Abstract : This paper presents the understanding of an electrochemical conical fixed bed reactor. The assumed chemical model has been copper deposition from diluted solutions in (1 N) H_2SO_4 .

In this work a special emphasis is placed on the specific features of this type of reactor.

The numerical solution of the differential equations, obtained from the mass and charge balances, provides us with the knowledge of concentration and potential distribution within the porous bed and permits determination of a reactor design diagram for a both cases of upward (cathode towards anode) and downward (anode towards cathode) percolation.

INTRODUCTION

La récupération des métaux à partir des solutions diluées est un problème d'actualité. L'accroissement très rapide des besoins en minerais métalliques fait que l'on est de plus en plus amené à exploiter des gisements à faible teneur en métal.

Outres les techniques classiques (extraction par solvant, échange d'ions, osmose inverse...), un intérêt considérable a été porté depuis quelques années à l'étude des réacteurs électrochimiques à lit granulaire.

Un réacteur électrochimique granulaire consiste en une matrice solide dispersée en contact avec une amenée de courant; le liquide à traiter traverse le lit poreux en écoulement forcé. L'intérêt de ces réacteurs réside principalement dans la possibilité d'obtenir (Coeuret et Storck, 1984) :

- un bon coefficient de transfert de matière solide-liquide;
- un bon coefficient de transfert de chaleur, dans le cas où on travaille avec des réacteurs non isothermes.

Le réacteur électrochimique est avant tout un contacteur diphasique liquide-solide. Diverses techniques de mise en présence d'un solide et d'un liquide sont possibles : lit fixe (Appel et Newman, 1976 ; Benzina, 1982 ; Chu et al, 1974 ; Goodridge et Wright, 1983; Kreysa, 1978; Sioda, 1977 ; Storck, 1980; Trainham et Newman, 1977), lit transporté (Benzina, 1982 ; Coeuret et al. 1982 ; Goodridge et Vance, 1977 ; Scott, 1981), lit fluidisé (Goodridge et al, 1971; Fleischmann et Oldfield, 1971), lit pulsé (Ratel 1986). Chacune de ces techniques a donné naissance à un type de réacteur.

Le réacteur à lit fixe a été le plus étudié et généralement la géométrie cylindrique est celle qui a été la plus adoptée (Olive et Lacoste, 1980; Newman et Tiedeman, 1978; Ratel et al, 1982). Il ressort de toutes ces études que la chute de potentiel en chaque point du lit augmente avec la vitesse et la concentration de l'espèce électro-active. Pour palier cet inconvénient, nous avons proposé et étudié un réacteur à géométrie tronconique.

Dans ce travail, nous présentons l'étude d'un réacteur à lit fixe de géométrie conique, travaillant au régime de diffusion limite, destiné à récupérer du cuivre présent en faible quantité dans une solution d'acide sulfurique. Après un rappel du modèle utilisé et des principaux résultats obtenus lors de l'étude du transfert de matière et de charge, nous étudierons, dans un but d'optimisation, les possibilités de dimensionnement qui peuvent être associées à cette géométrie particulière de réacteur.

MODELE MATHEMATIQUE UTILISE

Considérons comme le montre la figure 1, un fût tronconique d'angle, 2θ , contenant une couche fixe de sphères de diamètre moyen, d_p et de hauteur, H .

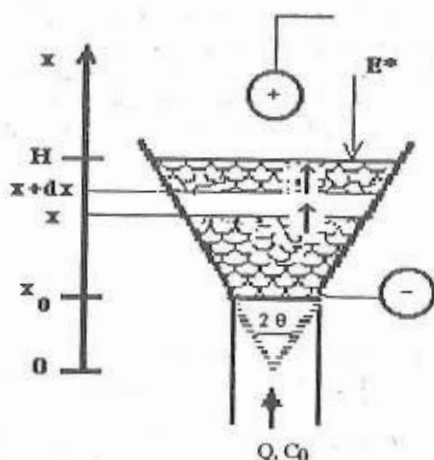


Figure 1 : Schéma du réacteur

Le liquide à traiter pouvant traverser le lit de porosité ε ($= 0.4$) dans deux sens, l'un ascendant, l'autre descendant. La vitesse moyenne locale d'écoulement peut être donnée par la formule :

$$u(x) = u_0 x_0^2 (1/x^2) \quad (1)$$

u_0 étant la vitesse superficielle à la cote $x = x_0$.

Supposons d'autre part que l'écoulement soit du type piston sans dispersion axiale et que la réaction primaire $\text{Cu}^{++} + 2 e \rightarrow \text{Cu}$ se produit au niveau de la cathode, constituée par le lit fixe et parcourue par l'électrolyte avec un débit volumique Q et à la concentration C_0 .

Un bilan différentiel de masse en régime stationnaire dans une tranche d'épaisseur dx du réacteur, s'écrit :

$$\varepsilon \Omega(x) \phi(x) - \varepsilon \left[\Omega(x) \phi(x) + (d[\phi(x) \Omega(x)] / dx) dx \right] = (\Omega(x) dx S_p i_L) / ZF \quad (2)$$

Le réacteur opère au courant limite de diffusion, la densité de courant limite i_L est reliée au coefficient $k(x)$ de transfert de matière local par :

$$i_L = k(x) ZF C(x) \quad (3)$$

Le coefficient $k(x)$ est lié à la vitesse du fluide par une relation générale classique, résultant d'une analogie du type Chilton-Colburn (Perry, 1987) :

$$k(x) = A u(x)^a \quad (4)$$

A est une constante paramétrée par le coefficient de diffusion, la viscosité cinématique et par le diamètre des particules;

a est une constante dépendant du régime hydrodynamique.

En négligeant l'effet de la migration des ions Cu^{++} (présence d'électrolyte support : H_2SO_4 1N), le flux molaire local, $\phi(x)$, peut être alors exprimé par l'expression :

$$\phi(x) = (u(x) / \varepsilon) C(x) \quad (5)$$

La combinaison des relations (2), (3) et (5) conduit à l'équation différentielle suivante :

$$u(x) dC(x) / dx = - k(x) S_p C(x) \quad (6)$$

La résolution de l'équation (6) aboutit au profil de concentration le long du lit et, comme conséquence, au taux de conversion du réacteur.

D'autre part l'écriture successive des relations :

- de conservation de la charge électrique :

$$di_M(x) / dx + di_S(x) / dx = 0 \quad (7)$$

- de la loi d'Ohm appliquée aux deux milieux :

$$i_S(x) = -\sigma_S d\Phi_S(x) / dx \quad (8)$$

$$i_M(x) = -\sigma_M d\Phi_M(x) / dx \quad (9)$$

- de la loi de Faraday :

$$di_M(x) / dx = - di_S(x) / dx = k(x) ZF A_S C(x) \quad (10)$$

- du potentiel d'électrode :

$$E = \Phi_M(x) - \Phi_S(x) \quad (11)$$

la matrice étant équipotentielle, le potentiel d'électrode E peut être relié à la densité de courant dans la solution par l'intermédiaire de la relation (8), soit encore :

$$dE(x) / dx = (1 / \sigma_S) i_S(x) \quad (12)$$

conduit à des équations différentielles permettant, après résolution, le dimensionnement et la prédiction des performances du réacteur.

PRINCIPALES EQUATIONS THEORIQUES OBTENUES

L'intégration des équations différentielles du modèle, ci-dessus écrit, fait intervenir des conditions aux limites différentes suivant le sens de percolation ascendant ou descendant.

Les principales équations permettant de décrire les distributions de concentration, de potentiel et de courant électrique au sein du lit poreux, ainsi que leurs conditions aux frontières peuvent être regroupées de la façon suivante :

- En percolation ascendante

conditions aux limites :

$$\text{en } x = x_0 ; C = C_0 ; i_S(x_0) = 0$$

$$\text{en } x = H ; E = E^*$$

profil de concentration :

$$C(x) = C_0 \exp [-\beta (x^{3-2a} - x_0^{3-2a})] \quad (13)$$

$$\text{avec : } \beta = [3.6 / (3 - 2a)] A_1 d_p^{a-2} [u_0 x_0^2]^{a-1} \quad (14)$$

$$\text{et } A_1 = A d_p^{1-a}$$

les deux constantes a et A₁ sont trouvées (Benzina et Lacoste, 1990) égales respectivement à 0.35 et 1.92 10⁻⁶.

taux de conversion :

$$X_1 = 1 - \exp [-\beta (H^{3-2a} - x_0^{3-2a})] \quad (15)$$

bilan différentiel de charge :

$$di_S(x) / dx = w C_0 (1 / x^{2a}) \exp [-\beta (x^{3-2a} - x_0^{3-2a})] \quad (16)$$

w est une constante définie comme suit :

$$w = -2 F A [u_0 x_0^2]^a C_0$$

potentiel d'électrode :

le potentiel d'électrode est donné par intégration de l'équation (12).

- En percolation descendante

conditions aux limites :

$$\text{en } x = x_0 ; i_S(x_0) = 0$$

$$\text{en } x = H ; C = C_0 ; E(H) = E^*$$

profil de concentration :

$$C(x) = C_0 \exp [-\beta (x^{3-2a} - H^{3-2a})] \quad (17)$$

taux de conversion :

il est donné par l'équation (15)

bilan différentiel de charge :

$$di_S(x) / dx = w C_0 (1/x^{2a}) \exp [-\beta (H^{3-2a} - x_0^{3-2a})] \quad (18)$$

potentiel d'électrode :

le potentiel d'électrode est donné par intégration de l'équation (12).

DIMENSIONNEMENT DU REACTEUR

La distribution des potentiels au sein de la phase fluide montre (équations (12), (16) ou (18)) que la valeur de la tension en un point du lit poreux est fonction des paramètres géométriques du lit (S_p , θ , H), des conditions hydrodynamiques (u_0) et du potentiel imposé (E^*). La distribution de la tension électrique locale $E(x)$ permet de proposer un dimensionnement du réacteur après avoir choisi la plage de tension dans laquelle on veut travailler (sélectivité). D'autre part l'examen de l'équation du bilan matière (équation (15)) montre que le taux de conversion diminue quand le débit de la phase liquide augmente.

L'utilisateur se trouve donc confronté au dilemme suivant :

obtenir pour une géométrie de réacteur un bon taux de conversion avec un débit faible ou bien choisir un taux de conversion moindre qui permettra un débit plus élevé. L'obtention simultanée d'un taux de conversion et débit élevés n'est possible, d'après l'équation (15) qu'en augmentant fortement la surface spécifique ou la hauteur du lit. Cette façon d'opérer entraîne, d'après l'analyse

des équations de bilan de charge, une augmentation de la densité de courant i_s et donc une chute locale de tension dans le lit plus importante, ce qui peut conduire par conséquent à sortir des limites imposées par la spécificité de la réaction. Ces limites sont dans notre cas, celle de la réaction de réduction du cuivre ($-0.450 \leq E(x) \text{ V / E.C.S.} \leq -0.100$). L'équation (15) associe une infinité de couples (H, S_p) à tout couple (u_0, X_0) dont un seul convient à l'équation de distribution de tension.

L'opération, appelée "**dimensionnement**", consiste donc à adopter un couple débit-taux de conversion compatible à la fois avec les impératifs technologiques liés à la géométrie du réacteur et avec la plage de tension, telle que :

$$\Delta E = E^* - E(x_0) \quad (19)$$

où $E(x_0)$ est le potentiel au point $x = x_0$.

Nous allons proposer par une combinaison des équations de bilan de masse (15) et de charge (12) des diagrammes de dimensionnement décrivant un fonctionnement optimum du réacteur. Cette démarche que nous venons de décrire fait appel à une méthode d'analyse numérique qui consiste en la recherche des couples :

$$u_0 = f(H) \quad (20)$$

Pour un réacteur ayant les caractéristiques géométriques : (θ, x_0, d_p) percolé par une solution de concentration C_0 , il est apparu, que la hauteur H et la vitesse de percolation u_0 sont des paramètres d'étude sur lesquels un opérateur peut facilement intervenir.

On peut constater que pour un réacteur de caractéristiques géométriques données (θ, x_0, d_p) , il existe plusieurs couples (H, u_0) satisfaisant à l'équation (12), c'est-à-dire tels que la valeur de la tension d'électrode $E(x)$, dans notre cas pour le cuivre, reste située entre les limites suivantes :

$$-0.450 \leq E(x) \text{ V/E.C.S.} \leq -0.100 \quad (21)$$

De même l'équation (15) montre que pour un taux de conversion donné en fixant pour le réacteur les mêmes caractéristiques que ci-dessus, il existe plusieurs couples (H, u_0) correspondant à ce taux de conversion.

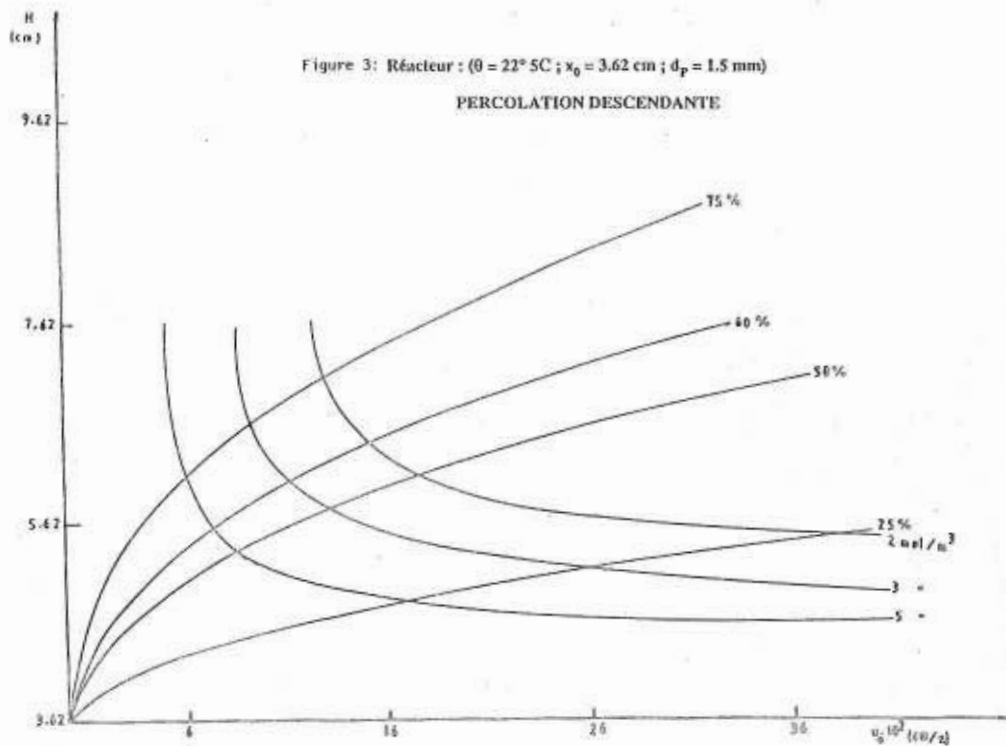
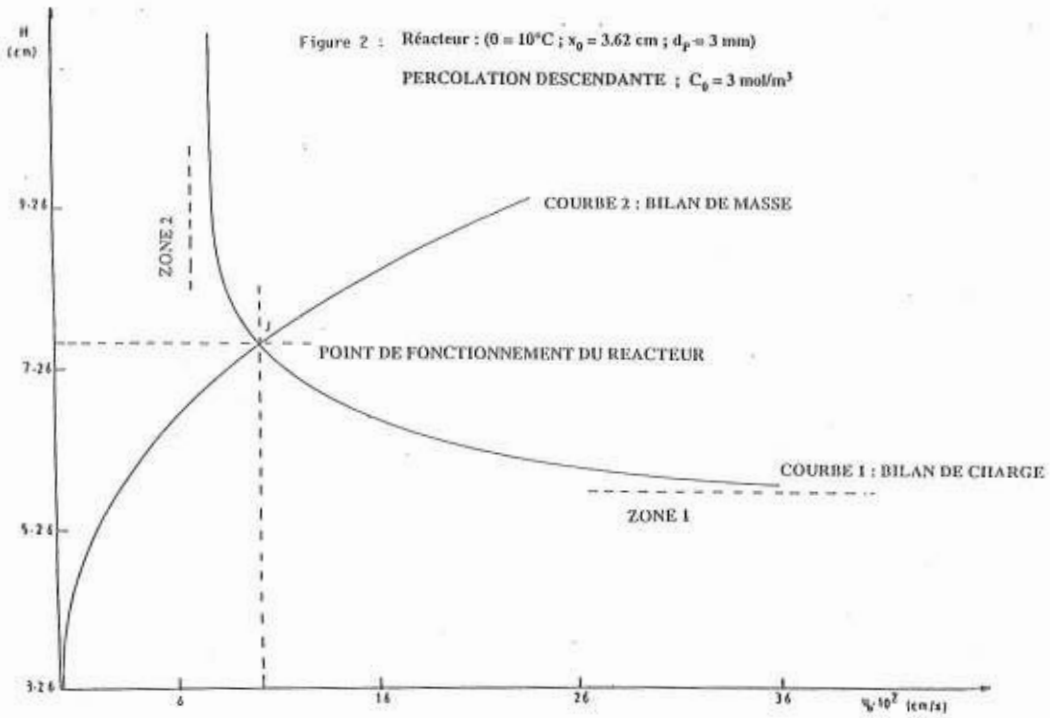
En définitive, à l'aide de l'équation (15) de bilan de masse, des équations (12), (16) et (18) des bilans électriques, il est possible d'accéder numériquement à un diagramme de dimensionnement.

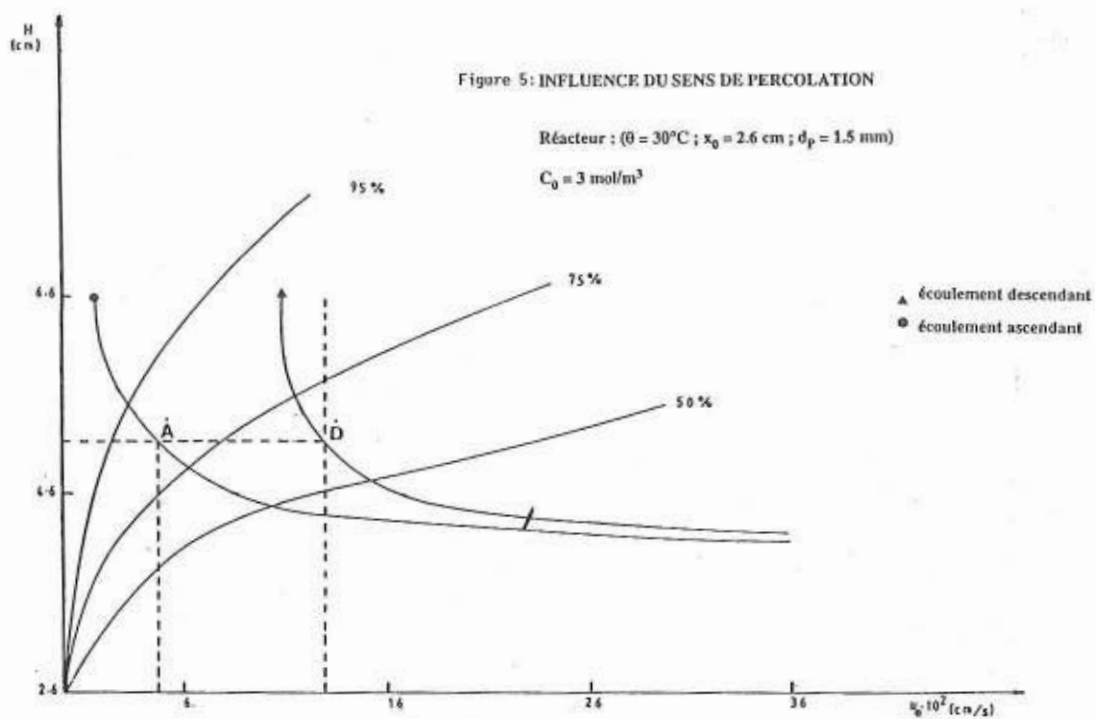
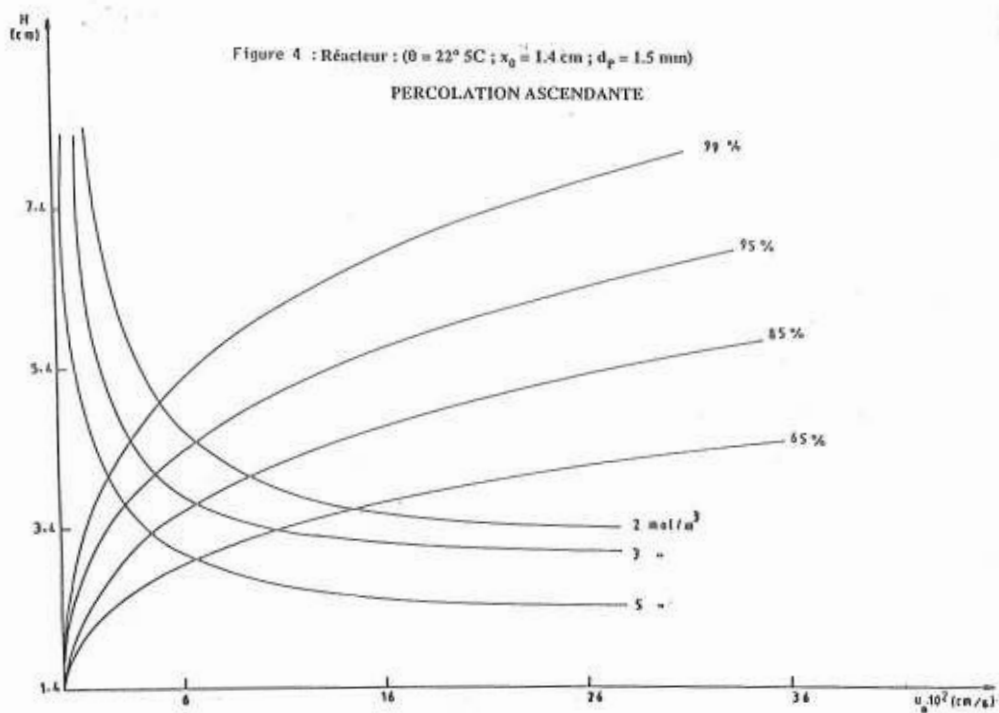
METHODE DE CALCUL

La méthode de calcul fait appel à la recherche des couples $u_0 = f(H)$. A partir des paramètres de travail x_0, C_0, d_p et H , une méthode itérative ayant pour condition initiale sur la vitesse une valeur arbitraire $u_0 = b_1$ est effectuée.

En ce qui concerne le bilan de masse, la relation (15) permet de connaître également la vitesse u_0 en fonction de la hauteur H du lit et du taux de conversion du réacteur, puisque :

$$u_0^{1-a} = 3.6 (x_0^{3-2a} - H^{3-2a}) A_1 d_p^{a-2} x_0^{2a-2} / (3 - 2a) \ln(1 - X_0) \quad (22)$$





L'intégration des équations du modèle a été réalisée numériquement en faisant appel à la méthode de Runge-Kutta du 4^{ème} ordre à pas variable programmée sur ordinateur.

Tous les points d'intersection des couples (H, u_0) donnés à partir du bilan de charge et du bilan de masse correspondent aux caractéristiques d'un réacteur dit correctement dimensionné.

RESULTATS THEORIQUES OBTENUS

Pour des conditions expérimentales données, on a tracé sur la figure 2 les courbes : $H = f(u_0)$ à partir du bilan de charge (courbe 1) et à partir du bilan de masse (courbe 2), pour un réacteur (θ, x_0, d_p) . Le point J de coordonnées $(H = 7.53 \text{ cm} ; u_0 = 0.103 \text{ cm/s})$ satisfaisant à la fois aux bilans de masse et de charge, correspond au fonctionnement d'un réacteur à lit conique $(\theta = 10^\circ ; x_0 = 3.26 \text{ cm} ; d_p = 3 \text{ mm})$ percolé de haut en bas par une solution de sulfate de cuivre de concentration $C_0 = 3 \text{ mol/m}^3$ et ayant un taux de conversion $X_t = 0.5$. Ce réacteur est dit correctement dimensionné.

Ainsi, on a pu établir plusieurs diagrammes de dimensionnement pour différents réacteurs (θ, x_0, d_p) et pour différentes conditions hydrodynamiques; en percolation descendante (figure 3) et ascendante (figure 4). Ces abaques constituent un outil possible pour dimensionner un réacteur à partir, d'un couple débit-taux de conversion donné ou pour fixer la valeur du taux de conversion d'un réacteur déjà construit, dans le cadre du traitement d'un effluent industriel. Ces diagrammes mettent en évidence l'influence relative des différents paramètres géométriques (x_0, θ, d_p) et de fonctionnement (C_0) pour un réacteur à lit fixe conique.

INFLUENCE DES PARAMETRES

Quel que soit le sens de percolation, nous pouvons observer sur l'ensemble des diagrammes l'existence de deux zones distinctes, l'une correspondant au fonctionnement d'un réacteur ayant une faible hauteur et une grande vitesse (zone 1, figure 2), l'autre à un réacteur ayant une hauteur élevée et une vitesse faible (zone 2, figure 2). Ces zones constituent deux limites de la courbe $H = f(u_0)$ décrivant le bilan de charge. De plus, le tracé de la courbe : $H = f(u_0)$ décrivant le bilan de masse montre que :

- la zone 1 est relative aux rendements faibles et débits élevés;
- la zone 2 est relative aux rendements élevés et débits faibles.

D'autre part, l'observation de la figure 5 sur laquelle on a tracé simultanément les diagrammes de dimensionnement pour les deux sens de percolation avec les mêmes caractéristiques de fonctionnement (θ, x_0, d_p, C_0) laisse apparaître tout l'intérêt d'un écoulement descendant. En effet, pour la même vitesse de percolation et la même hauteur de sphère, le taux de conversion est plus grand si on travaille en percolation descendante.

TAUX DE CONVERSION, PRODUCTION, PRODUCTIVITE

Ces notions sont importantes en génie chimique et particulièrement en génie des réacteurs. Il sont indispensables pour la quantification d'un procédé ou l'estimation du coût d'une opération

industrielle.

Pour une espèce réagissante de concentration d'entrée C_0 et de sortie C_F , le taux de conversion X_t peut être calculable à partir de la relation suivante :

$$X_t = (C_0 - C_F) / C_0 \quad (23)$$

La productivité p ou production volumique (space-time-yield) est définie comme la quantité de matière qui réagit par unité de temps et par unité de volume du réacteur. Elle peut donc être calculée par la relation :

$$p = P / V = Q C_0 (X_t / V) \quad (24)$$

P désigne la production

C'est un critère de performance déterminant pour le réacteur puisqu'il impose un maximum de production dans un minimum de volume.

Pour expliquer l'influence des paramètres d'étude sur l'efficacité du réacteur étudié, nous avons considéré les exemples qui vont suivre mettant en lumière les notions précédentes de taux de conversion, production et productivité. Le premier exemple est un réacteur ($\theta = 30^\circ$; $x_0 = 2.6$ cm ; $d_p = 1.5$ mm) utilisé pour traiter une solution contenant 3 mol/m³ de sulfate de cuivre en milieu acide. Le volume de sphères, de diamètre 1.5 mm, contenu dans le réacteur est donc de 40 ml. La hauteur H dut lit peut être calculée à partir de la relation donnant le volume d'un fût conique, que nous rappelons :

$$V = (\pi r_0^2 / 3) (H - x_0) [(H / x_0)^2 + (H / x_0) + 1] \quad (25)$$

Soit $H = 5.12$ cm

A partir de ces valeurs, on peut déterminer la vitesse de percolation u_0 et le taux de conversion, X_t et par la suite la production et la productivité.

Si nous supposons que l'écoulement dans le réacteur est ascendant (lit poreux - anode), on trouve (cf. figure 5) :

$$\begin{aligned} u_0 &= 4.8 \cdot 10^{-4} \text{ m/s} ; X_t = 0.85 : (\text{point A}) \\ p &= 2.14 \cdot 10^{-2} \text{ mol/m}^3 \text{ s} \\ P &= 8.69 \cdot 10^{-7} \text{ mol/s} \end{aligned}$$

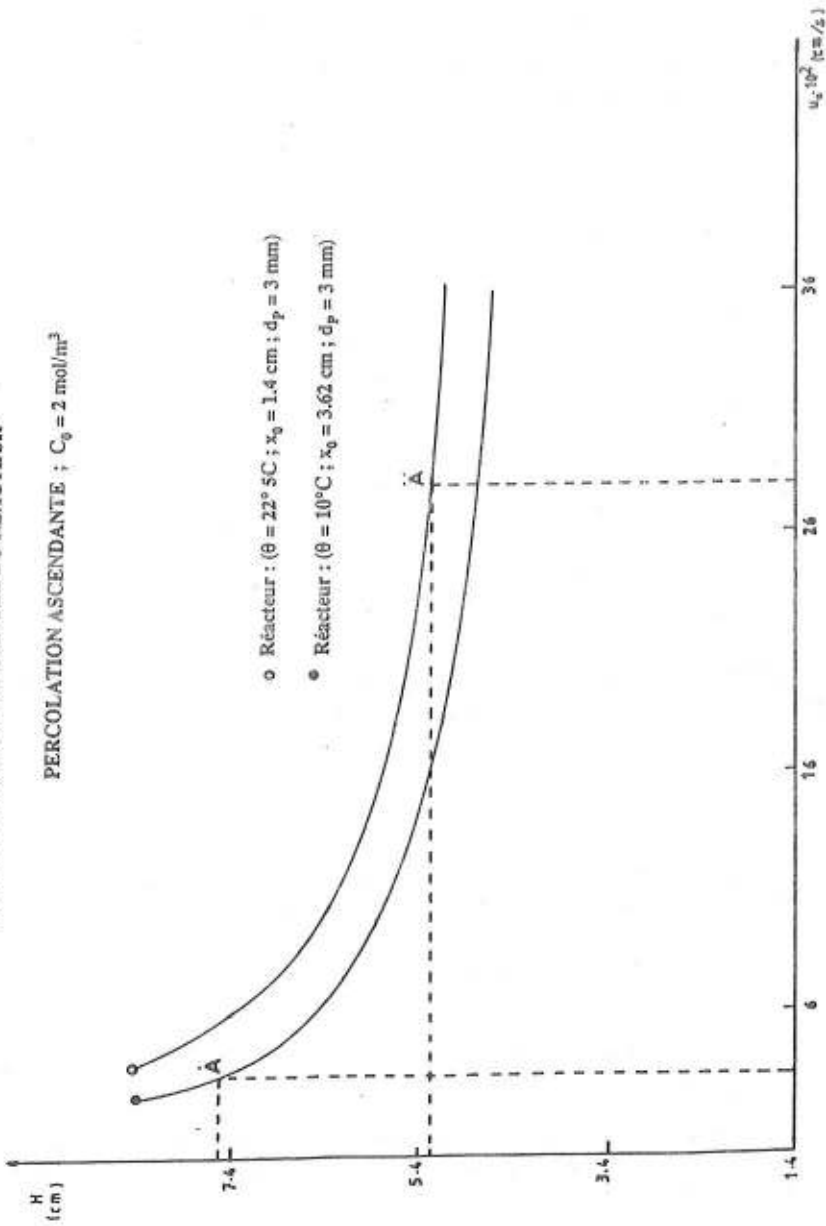
Par contre, si l'écoulement est descendant (anode-lit poreux), on trouve (cf. figure 5) :

$$\begin{aligned} u_0 &= 13 \cdot 10^{-4} \text{ m/s} ; X_t = 0.63 : (\text{point D}) \\ p &= 4.3 \cdot 10^{-2} \text{ mol/m}^3 \text{ s} \\ P &= 17.5 \cdot 10^{-7} \text{ mol/s} \end{aligned}$$

On conclut donc que l'utilisation d'un écoulement descendant permet, à volume de sphère identique, une productivité et donc une production plus élevée.

Le deuxième exemple que nous avons choisi fait intervenir l'influence de l'angle θ du réacteur sur

Figure 6 : INFLUENCE DE L'ANGLE DU REACTEUR



la production et la productivité. Pour cela, nous avons considéré deux réacteurs ($\theta = 22.5^\circ$; $x_0 = 1.4 \text{ cm}$; $d_p = 3 \text{ mm}$) et ($\theta = 10^\circ$; $x_0 = 3.26 \text{ cm}$; $d_p = 3 \text{ mm}$) percolés par une solution de sulfate de cuivre en milieu acide de concentration $C_0 = 2 \text{ mol/m}^3$. Ces deux réacteurs ont en commun le même diamètre d'entrée r_0 et des sphères de même diamètre, d_p . Afin de comparer leurs efficacités relatives, nous avons considéré, pour ces deux réacteurs, le même volume de sphère : $V = 25.35 \text{ ml}$. L'équation (25) nous permet d'aboutir aux valeurs respectives de H :

$H = 9.34 \text{ cm}$ pour le réacteur d'angle $\theta = 10^\circ$

$H = 5.24 \text{ cm}$ pour le réacteur d'angle $\theta = 22.5^\circ$

Ainsi, nous pouvons observer sur la figure 6 que :

- Pour le réacteur d'angle 10° :

$u_0 = 3.4 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$; $X_t = 93 \%$ (point A)

- Pour le réacteur d'angle 22.5° :

$u_0 = 28 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$; $X_t = 43 \%$ (point B)

Le calcul de la productivité et de la production montre qu'elle sont respectivement pour chaque réacteur :

$p = 25.8 \cdot 10^{-4} \text{ mol/m}^3 \text{ s}$; $P = 6.6 \cdot 10^{-8} \text{ mol/s}$ pour le premier réacteur

$p = 98 \cdot 10^{-4} \text{ mol/m}^3 \text{ s}$; $P = 25 \cdot 10^{-8} \text{ mol/s}$ pour le deuxième réacteur ($\theta = 22.5^\circ$).

Nous remarquons là aussi qu'à volume de sphère identique, l'augmentation de l'angle θ permet d'obtenir une productivité et une production plus élevées.

En fin signalons qu'une étude comparative entre le réacteur étudié et le réacteur classique à lit fixe a été réalisée (Benzina et Lacoste, 1983) et a montré que les performances du réacteur conique sont meilleures.

CONCLUSION

Dans ce travail, nous avons présenté l'étude d'un réacteur à lit fixe de géométrie conique destiné à récupérer du cuivre présent en faible quantité dans une solution d'acide sulfurique. Après un rappel du modèle utilisé et des principaux résultats obtenus lors de l'étude du transfert de matière et de charge, nous avons étudié, dans un but d'optimisation, les possibilités de dimensionnement qui peuvent être associées à cette conception différente de réacteur.

L'écriture et la résolution numérique des équations faisant intervenir les bilans de masse et de charge a conduit à proposer des abbaques de dimensionnement indispensables à l'extrapolation de tout réacteur au stade pilote.

Ces diagrammes permettent de déterminer la géométrie et les critères de fonctionnement du réacteur opérant avec un taux de conversion et débit choisi ou de trouver le taux de conversion si les dimensions du réacteur sont fixées.

En outre, ces diagrammes montrent tout l'intérêt qu'on doit porter pour un réacteur fonctionnant en percolation descendante.

Nomenclature

A	= constante
A_1	= constante = $A d_p^{a-1}$
A_S	= surface spécifique des grains, 1/m
C_0	= concentration de la solution à l'entrée du réacteur, mol/m ³
C_F	= concentration à la sortie du réacteur, mol/m ³
$C(x)$	= concentration locale de la solution, mol/m ³
E	= tension d'électrode, V
$E(x)$	= tension locale d'électrode, V
E^*	= tension de pilotage, V
$E(x_0)$	= tension à la cote x_0 , V
$E(H)$	= tension à la cote H, V
ΔE	= critère de dimensionnement, V
F	= nombre de Faraday = 96500, C/mol
H	= hauteur du lit du réacteur, m
Q	= débit volumique d'électrolyte, m ³ /s
X_t	= taux de conversion
P	= production, mol/s
V	= volume du réacteur, m ³
a	= constante
b_1	= constante
d_p	= diamètre des particules, m
$k(x)$	= Coefficient de transfert de masse, m/s
i_L	= densité de courant limite dans la solution, A/m ²
i_s	= densité de courant dans la solution rapportée à la section droite du réacteur, A/m ²
$i_s(H)$	= densité de courant dans la solution à la cote H, A/m ²
$i_s(x)$	= densité de courant dans la solution à la cote x, A/m ²
$i_s(x_0)$	= densité de courant dans la solution à la cote x_0 , A/m ²
p	= productivité, mol m ³ /s
r_0	= petit rayon (d'entrée) du réacteur, m
r^*	= terme réactionnel, mol m ³ /s
$r(x)$	= rayon à chaque cote x du réacteur, m
u_0	= vitesse superficielle à la cote $x = x_0$, m/s
$u(x)$	= vitesse locale moyenne du fluide percolant, m/s
w	= constante
x	= abscisse dans le réacteur, m
x_0	= hauteur mesurée à partir de l'origine, zéro, et correspondant à l'entrée du réacteur, m
Z	= nombre d'électron mis en jeu dans la réaction
β	= constante
ϵ	= porosité de la matrice solide
$\phi(x)$	= flux molaire local, mol/m ² s
μ	= viscosité dynamique de la solution, kg/m s
ν	= viscosité cinématique de la solution, m ² /s

- σ_M = conductivité de la matrice métallique, $1/\Omega \text{ m}$
 σ_S = conductivité apparente de la solution, $1/\Omega \text{ m}$
 θ = angle, degré
 $\Phi_M(x)$ = potentiel de la phase solution, V
 $\Phi_S(x)$ = potentiel de la phase métallique, V
 $\Omega(x)$ = section droite locale du réacteur, m^2

Références

- Appel, P. et J. Newman, A.I.Ch.E. J. 22, 6, 979 (1976).
Benzina, M., Thèse de troisième cycle, I.N.P. Toulouse (France), (1982).
Benzina, M. et G. Lacoste, Revue de la Soc. Chim. Tun., Vol.2-N°12, 25-30 (1990).
Benzina, M. et G. Lacoste, "évolution du terme réactionnel dans un réacteur électrochimique à profil de vitesse variable - comparaison avec d'autres géométries de réacteur", journées d'électrochimie, juin (1983).
Chu, A. K.P., M. Fleischmann, et G.J. Hills, J. Appl. Electrochem.4, 323-330 (1974).
Coeuret, F., A. Storck, et D. Hutin, Entropie n° 104, p. 57 (1982).
Coeuret, F., A. Storck, "Eléments de Génie Electrochimique", Technique et Documentation (Lavoisier), Paris (1984).
Fleischmann, M. et J. W. Oldfield, J. Electroanal., Chem. Interfacial Electrochem. 29, 231 (1971).
Goodridge, F. et al., Trans. Instn. Chem. Engrs. 49, 128-136 (1971).
Goodridge, F. et C. J. Vance, Electrochim. Acta 24, 1237-1242 (1978).
Goodridge, F. et A.R. Wright, "Porous flow through and fluidized bed electrodes", Comprehensive Treatise of Electrochemistry, Vol. 6, Plenum Press, (1983), p. 393-443.
Kreysa, G., Chem. Eng. Tech. 50 (5) 332 (1978).
Newman, J.S. et W. Tiedeman, "Flow through porous electrodes", Advances in Electrochemistry and Electrochemical Engineering, Vol. 11, (1978), p. 353-438.
Olive, H. et G. Lacoste, Electrochim. Acta 25, 1303-1308 (1980).
Perry, J.H., "Chemical Engineer's Handbook Sième éd.", Mac Graw Hill (1987).
Ratel, A., R. Routie, et G. Lacoste, The Chem. Eng. J. 23, 45-52 (1982).
Ratel, A., Thèse d'Etat, I.N.P. Toulouse (France), (1986).
Scott, K., J. of Applied Electrochem. 11, 339-346 (1981).
Sioda, R., Electrochim. Acta 22, 439 (1977).
Storek, A., J. Appl. Electrochemi. 10, 687 (1980).
Trainham, J. A. et J. Newman, J. Applied Electrochem. 7, 287-297 (1977).