

INFLUENCE DE L'HYDRODYNAMIQUE DE L'AERATEUR CANAL SUR LES PROCESSES D'EPURATION DES EAUX USEES

Catalina Raluca MOCANU*

Prezicerea performanțelor unui bazin de aerare necesită o bună cunoaștere a hidrodinamicii sistemelor bifazice gaz – lichid. O simulare corectă a acestor bazine este dificilă deoarece trebuie luate în considerare două fenomene fizice complexe care trebuie supuse modelării: amestecarea mecanică sau pneumatică și hidrodinamica intrefeței gaz – lichid. Metodele experimentale de determinare a hidrodinamicii sunt în special folosite pentru validarea simulărilor din mecanica fluidelor.

La prédiction de l'efficacité des bassins d'aération nécessite une bonne connaissance de l'hydrodynamique des systèmes diphasique gaz - liquide. La simulation correcte de ces bassins est rendue difficile par la prise en compte de deux phénomènes physiques complexes à modéliser : l'agitation mécanique ou pneumatique et l'hydrodynamique gaz - liquide. Les méthodes expérimentales de mesures de l'hydrodynamique sont principalement utilisées pour valider les simulations des codes de calcul de la mécanique des fluides.

Mots clé : hydrodynamique, temps de séjour, processus d'aération

Introduction

La mécanique des fluides permet d'avoir une description plus complète de l'hydrodynamique locale par l'intermédiaire d'équations des bilans de masse et de la matière. L'hydrodynamique des systèmes diphasiques est basée sur l'écriture des équations de conservation de la masse et de la quantité de mouvement dans chaque phase. Les équations utilisées en diphasique sont issues des équations de Reynolds en écoulement monophasique.

Pour une modélisation des installations à grande échelle les installations pilotes sont facilement accessibles aux mesures fines et permettent la validation des résultats obtenus par cette approche.

Par l'intermédiaire d'installations pilote on peut apporter des contributions importantes à la simulation locale et à la compréhension globale du réacteur diphasique. La difficulté de décrire localement le transfert de masse entre phases

* PhD student, Dept. of Hydraulic, Hydraulic Machinery and Environment Protection, University POLITEHNICA of Bucharest, Romania

au niveau de l'interface gaz-liquide peut être contournée par l'utilisation d'un modèle global de transfert de masse validé pour des conditions hydrodynamiques simples (réacteur parfaitement agité ou piston). Ainsi, la combinaison de ces approches simples permet à l'ingénieur d'obtenir rapidement un résultat enrichissant pour compréhension des phénomènes physique et pour la conception d'unités industrielles. Les simulations de l'écoulement permettent ensuite de prévoir la dynamique des flux et de connaître en tous points les profils de vitesse et de concentration.

L'apport d'oxygène dans une eau se fait par contact intime entre l'air et l'eau. A l'interface des deux fluides, la couche limite mono moléculaire se sature en oxygène dès sa formation, en même temps que s'amorce la diffusion des gaz vers des couches d'eau plus profondes. La vitesse de diffusion suit la loi de Fick :

$$\frac{dm}{dt} = K_L A \frac{dC}{dt} \quad (1)$$

La quantité de substance dm qui diffuse dans l'unité de temps dt à travers une interface A , est déterminée par la constance de diffusion K_L et par le gradient de concentration $\frac{dC}{dt}$.

Si les concentrations sont exprimées en mg/L et la vitesse en mg/(Lh), K_L à la dimension de h^{-1} . Le produit $K_L A$ est appelé *coefficent de transfert*. Les possibilités d'oxygénéation des systèmes d'aération peuvent se caractériser à l'aide d'un certain nombre de critères d'évaluation de leur qualité et l'on pourra les comparer en opérant dans des conditions standards ou nominales d'aération, c'est-à-dire :

- En eau pure ;
- A la température de 10 °C ;
- Sous la pression atmosphérique normale de 760 mmHg (1,0132 bars) ;
- A une teneur en oxygène dissous constante de 10 mg/L.

1. Considérations théorétiques

Le transfert d'oxygène dans l'eau usée est le procédé d'épuration biologique plus connue. Existe une multitude études sur cette procédée et des équipes de recherche du Degremont, Cemagref, des différentes universités et laboratoires de recherche.

L'apport d'oxygène dans une eau résiduaire se fait au moyen de systèmes d'aération de conceptions diverses. Ainsi, l'un de procédé d'aération plus fréquente est le transfert par bulle d'air qui dépend du renouvellement du film liquide autour de la bulle : on suppose que ce film est stagnant pendant le temps t mis pour traverser une « unité de transfert » puis brusquement renouvelé. Dans le

calcul on néglige généralement : 1. La réaction par le plan d'eau ; 2. La chute d' O_2 dans la bulle pendant sa montée ; 3. L'augmentation d'interface par détente pendant la montée. Les facteurs 2 et 3 ont tendance à se compenser.

La saturation d'oxygène est calculée souvent pour une pression correspondant à la mi-profondeur, mais l'expérience prouve que cela ne correspond pas toujours à la réalité des valeurs observées. La salinité et la pollution réduisent parfois fortement la saturation, de même que la température de l'air injecté.

La maîtrise des transferts d'oxygène dans les procédés d'épuration biologique aérobie est déterminant pour la qualité et la fiabilité du traitement des eaux usées. Les procédés biologiques de traitement reproduisent de manière intensive les processus de dégradation de la matière organique et de l'azote ayant lieu dans le milieu naturel.

Les stations d'épuration renferment des cultures bactériennes concentrées qui dégradent, à grande échelle, les substrats contenus dans les eaux usées en présence d'oxygène.

Les filières de traitement peuvent être classées en deux catégories, selon le mode d'apport de l'oxygène nécessaire pour la croissance des microorganismes :

- L'oxygène est apporté par une aération naturelle : c'est le cas des procédés à culture fixée (la biomasse est fixée sur un support) tels que les lits bactériens, les disques biologiques, les lits filtrants et des procédés à culture libre, tels que le lagunage naturel ou dans les rivières et cours d'eaux ;
- L'oxygène est apporté par des aérateurs : c'est le cas des procédés classique dans lesquels la biomasse (libre) est maintenue en suspension dans l'eau à traiter, tels que les boues activées, le lagunage aéré et des procédés à culture fixée tels que les biofiltres, les lits fluidisés.

Deux principaux types d'aérateurs peuvent être différenciés : d'une part les aérateurs de surface qui assurent la dissolution de l'oxygène par projection de la biomasse dans l'air, et d'autre part les systèmes d'insufflation d'air sous forme de bulles dans la culture microbienne en suspension. Dans quelques cas, de l'oxygène pur est insufflé en permanence ou temporairement à fin d'accroître la capacité de traitement de certaines installation (dopage à l'oxygène pur).

La quantité d'oxygène transférée annuellement par l'intermédiaire d'aérateurs à ce type de cultures bactériennes concentrées, qui traitent également la majeure partie des eaux résiduaires industrielles, est de l'ordre de grandeur du million de tonnes.

La dépense énergétique liée à l'aération des stations d'épuration à boues activées peut atteindre 20% de leur coût total de fonctionnement. L'optimisation énergétique du transfert d'oxygène est, par conséquent, impérative.

Les volumes des bassins d'aération sont compris entre quelques dizaines et quelques dizaines de milliers de mètres cubes et les dispositifs d'aération assurent

le plus souvent, outre la fonction de transfert d'oxygène, celles de mélange et de maintien des solides en suspension.

L'insufflation d'air présente, de plus, plusieurs avantages comparés à l'aération de surface :

- Fiabilité de la fourniture d'oxygène par l'installation d'un surpresseur de secours ;
- Modularité de la fourniture d'oxygène par la mise en place de surpresseurs de puissance différente ou à vitesse variable ;
- Elévation de température des boues ;
- Maîtrise des nuisances sonores (surpresseurs isolés ou capotés) ;
- Performances d'oxygénéation élevées pour la diffusion d'air en fines bulles (en l'absence de défauts de conception et de colmatage).

Les coûts d'investissement des installations doivent prendre en compte la nécessité de prévoir :

- Le relèvement des diffuseurs d'air en fins bulles à membranes sans vidange du bassin d'aération ;
- Plusieurs surpresseurs de puissances différentes ou à vitesse variable ;
- Un surpresseur en secours.

Les réacteurs réels s'écartent plus ou moins de ces deux modèles, parce que, soit le fluide suit certains cheminements préférentiels, soit le fluide n'est pas totalement renouvelé dans certaines zones, soit le fluide est recyclé en certains endroits du réacteur. Il est donc nécessaire de définir un certain nombre de concepts liés à la distribution de temps de séjour.

2. Distribution de temps de séjour

Temps de passage - considérons un réacteur de volume V (m^3) alimenté par un débit Q (m^3/s). Le temps de passage (ou temps de séjour hydraulique) se définit par le rapport entre ces deux grandeurs, soit :

$$\tau = \frac{V}{Q} \quad (2)$$

Temps de séjour moyen – il ne faut pas confondre le temps de passage avec le temps de séjour réel noté t_s des éléments du fluide. En effet ces derniers varient d'un élément de fluide à l'autre en fonction de l'écoulement interne. Par contre une valeur moyenne des temps de séjour, notée \bar{t}_s , peut être calculée à partir de la connaissance de leurs distributions.

Courbe distribution des temps de séjour (DTS) – elle s'obtient à partir de la connaissance de l'âge externe de chaque élément de fluide. L'âge externe est le temps de passage par chaque élément dans le réacteur. Si $E(t)$ désigne la fonction de distribution des âges externes, le terme $E(t)dt$ est la fraction du traceur (donc du débit de sortie) dont l'âge externe (la durée de résidence dans le réacteur) est

compris entre t et $t + dt$ (c'est-à-dire qui a séjourné pendant un temps compris entre t et $t + dt$).

Cette courbe DTS peut s'obtenir à partir de stimulations créées à l'entrée du réacteur sous diverses formes.

Le modèle piston avec dispersion axiale, appelé aussi, diffusionnel piston, a été développé pour caractériser les écoulements dans les réacteurs tubulaires dont les comportements sont très proches de l'écoulement piston.

Cet écart par rapport à l'idéalité, se caractérise par un degré de mélange entre les différents éléments du fluide en écoulement, appelé dispersion axiale.

Ce phénomène de dispersion axiale peut se représenter par une loi analogue à celle de Fick, établie pour le transport de la matière par diffusion moléculaire, dans laquelle le coefficient de diffusion moléculaire est remplacé par un coefficient de dispersion axiale, noté E_Z , dont l'équation aux dimensions est L^2T^{-1} . désignons par :

- U la vitesse d'écoulement du fluide dans le réacteur tubulaire ;
- L la longueur du réacteur ;
- Q le débit volumique du fluide ;
- E_Z le coefficient de dispersion axiale.

Si le coefficient de dispersion E_Z est égal à zéro, il s'agit d'un écoulement piston. Si le coefficient de dispersion est très grand, alors l'écoulement tend vers celui du réacteur parfaitement agité. Ce modèle peut être caractérisé par un nombre sans dimension, appelé nombre de Péclet et noté Pe .

$$Pe = \frac{UL}{E_Z} \quad (3)$$

D'après les définitions, Pe tend vers zéro pour un réacteur parfaitement agité et tend vers l'infini pour un piston. L'écriture du bilan de matière en traceur en régime non permanent s'écrit :

$$\frac{\partial C}{\partial t} + U \frac{\partial C}{\partial z} = E_Z \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \quad (4)$$

La résolution de cette équation donne l'évolution de la concentration du traceur C en fonction du temps. Cependant diverses solutions peuvent être obtenues selon les conditions aux limites imposées qui correspondent en réalité aux positions des points d'injection et de mesure du traceur.

3. Analyse des courbes DTS expérimentales

La première chose à faire est d'examiner l'allure de la courbe DTS ainsi que les valeurs des deux paramètres que sont moyenne et variance :

- La courbe DTS présente, dans les premiers instants, une anomalie sous forme de pic ou grande fluctuation de durée assez brève : ceci dénote la présence probable d'un court-circuit ;
- La moyenne de la distribution est très inférieure au temps de passage ; ceci est sûrement du à la présence d'une zone morte ;
- Le retour de la concentration du traceur à la ligne de base demande un temps très long. Ceci est probablement du à la présence de zones qui échangent plus ou moins lentement de la matière avec l'écoulement principal. La détermination des paramètres caractérisant cet écoulement commence à être complexe.

La modélisation du fonctionnement des réacteurs et des procédés industriels nécessite la connaissance de l'hydrodynamique, des transferts de chaleur et de matière et des réactions chimiques. La connaissance de l'écoulement des divers réactifs qui transitent dans un réacteur est une étape indispensable avant de prévoir les performances d'un réacteur et même d'un séparateur.

Diverses méthodes permettent d'avoir accès à ces informations, elles peuvent être expérimentales ou théoriques, globales ou locales. Le choix de la méthode dépend du degré de précision que l'on attend mais aussi des enjeux et donc du temps et des moyens dont on dispose.

Expérimentalement, la Distribution de Temps de Séjour est déterminée par une opération de traçage dont le principe est de marquer le fluide entrant dans le réacteur avec un traceur et d'enregistrer son passage en sortie. Lorsque l'injection dans le système est de type Dirac (injection instantanée), la courbe obtenue en sortie du système est directement la DTS à condition que l'injection ait lieu à $t = 0$.

Expérimentalement, on considère qu'une injection est de type Dirac lorsque son temps de passage est inférieur à $1/100^{\text{e}}$ du temps de passage total dans le système. La fonction de distribution des temps de séjour $E(t)$ est telle que $E(t)dt$ représente, alors la fraction de fluide quittant le système entre t et $t + dt$, et que

$$\text{cette fonction doit être normée : } \int_0^{\infty} E(t)dt = 1.$$

Si $C(t)$ est la concentration du traceur en sortie de réacteur, M la quantité de traceur injecté et Q_s le débit de sortie, la Distribution de Temps de Séjours est directement donnée par la relation :

$$E(t) = \frac{C(t)Q_s}{M} \quad (5)$$

L'interprétation de courbes de Distribution des Temps de Séjour peut faire par la création de « modèles à compartiments ».

Ces modèles se présentent sous la forme de réseaux plus ou moins complexes de réacteurs élémentaires connectés à des nœuds où les bilans de matière doivent être satisfais. Les paramètres des différents réacteurs élémentaires peuvent être optimisés par rapport à la courbe expérimentale issue d'expériences de traçage.

4. Données expérimentales

Les mesures des dates expérimentales ont été réalisées dans le Laboratoire de Science de Génie Chimique – Institut National Polytechnique Lorraine, Nancy, France.

L'aérateur pilote de volume 400 litres est composé, grâce à des chicanes, de 3 petits compartiments de 120 cm de longueur et de 18 cm de largeur, donnant une longueur déployée de 3,6 mètres. Le système d'aération est également le même : l'arrivée de l'air se fait uniformément sur toute la longueur par des tubes en acier inoxydable, percés de petits trous. La dimension des bulles (quelques millimètres de diamètre) est du même ordre de grandeur que celle des bulles rencontrées à la station.

Les expériences sont menées avec de l'eau, ce qui permet d'utiliser un traceur salin (le chlorure de calcium), facilement détectable par sonde conductimétrique. Le traceur (10 g) est injecté sous forme d'une solution aqueuse (200 ml). L'aérateur étant très forte, il n'y a pas de problème de densité entre la solution de traceur et l'eau. La détermination de la courbe de la DTS est effectuée selon la méthodologie de traçage avec un traceur salin, les mesures ont été faites à 10 secondes jusqu'au moment que les traces de traceur sont éliminées.

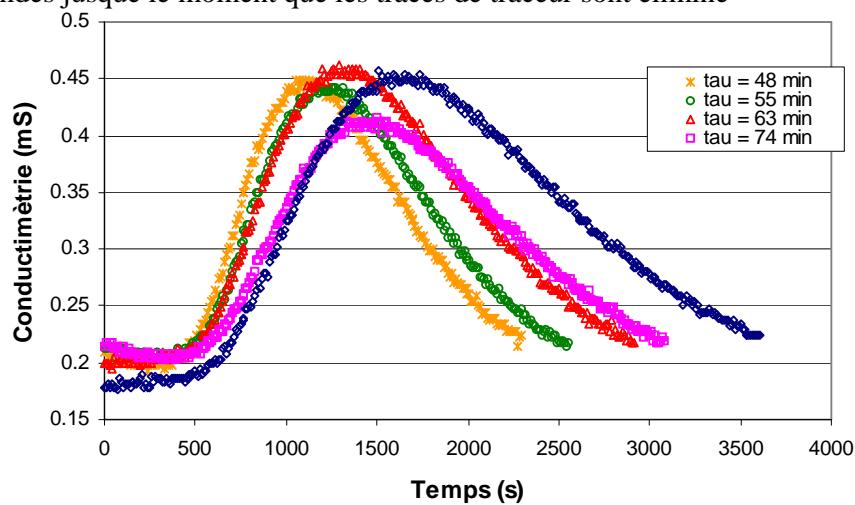


Fig. 1 Comparaison pour $Q_g = 0.0010833 \text{ m}^3/\text{s}$, $w = 0.18 \text{ m}$, $h = 0.08 \text{ m}$

Les caractéristiques hydrodynamiques d'un aérateur canal peuvent donc être facilement déterminées à partir d'une seule DTS. Après les expériences on a obtenu les suivantes courbes de distribution de temps de séjour, à différents débits d'air et d'eau et pour différentes caractéristiques géométriques de l'aérateur canal.

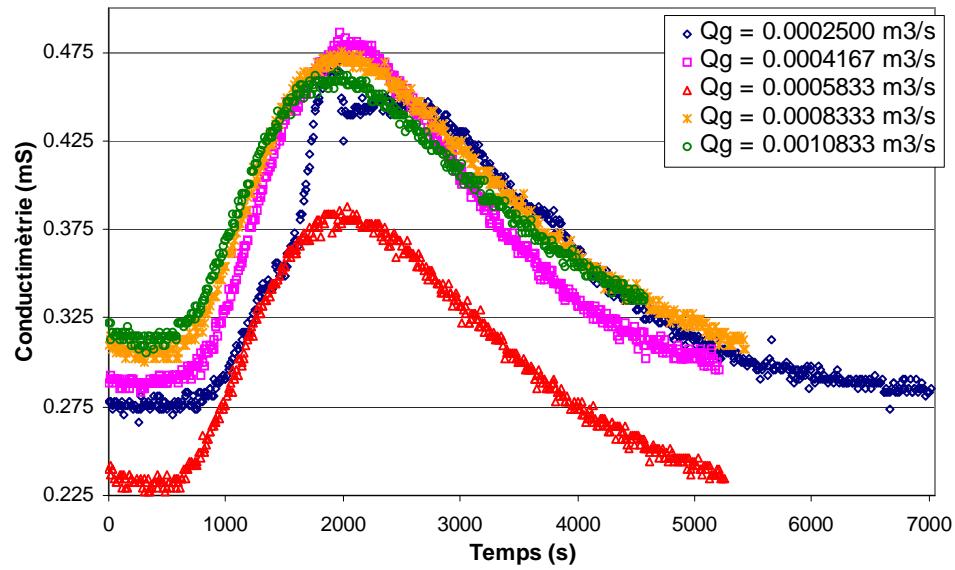


Fig. 2. Comparaison pour $\tau = 129\text{min}$, $w = 0.18\text{ m}$, $h = 0.13\text{ m}$

Pour la courbe correspondant au débit d'air $Q_g = 0,0005833 \text{ m}^3/\text{s}$ les conditions initiales de l'eau pure dans lequel les mesures ont été faites sont différente des autres déterminations.

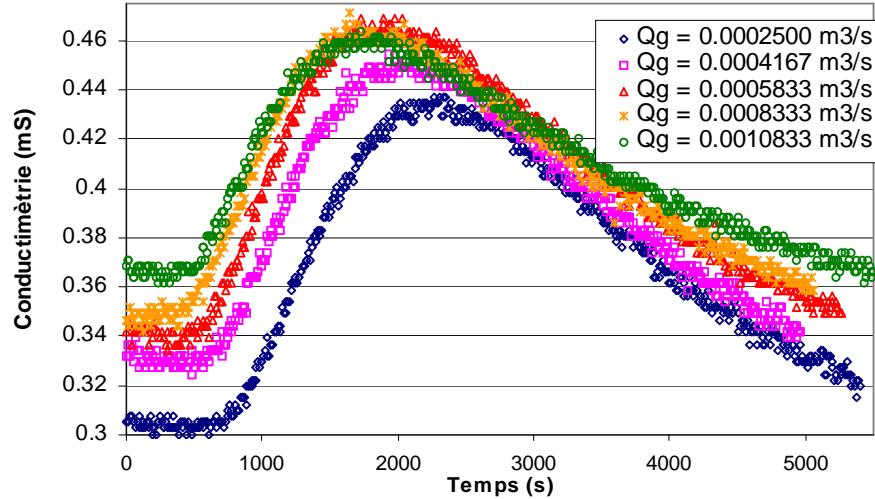


Fig.3. Comparaison pour $\tau = 162$ min, $w = 0.18$ m, $h = 0.20$ m

Conclusions

La distribution des temps de séjour (DTS) permet une description globale de l'aérateur canal. Des particules marquées sont injectées dans le flux d'entrée du réacteur à un temps initial déterminé puis sont dénombrées dans le courant de sortie en fonction du temps.

La durée de séjour des particules entre leur introduction (quasi-simultanée pour toutes les particules marquées) et leurs sorties dépend de leur cheminement dans l'aérateur canal. La courbe représentant la concentration des particules sorties en fonction du temps est appelée distribution du temps de séjour (DTS).

La distribution des temps de séjour a été obtenue pour un grand nombre des débits d'eau, des débits d'air et des paramètres géométriques dans l'aérateur canal.

On a caractérisé l'hydrodynamique de ce réacteur par la technique DTS. La particularité de cet exemple est d'être réalisé en actif ce qui a l'avantage de ne pas perturber le fonctionnement des installations diagnostiquées.

Remerciement

Je tiens à remercier à toute l'équipe du LSGC, qui ont toujours trouvé le temps pour répondre à mes questions, et surtout à mon maître de stage Olivier Potier, Steve Pontvianne, Sophie Altmeyer, Jean-Pierre Leclerc et Jean - Philip Toupance qui ont su faire preuve de patience et de pédagogie à mon égard durant les 5 mois de stage.

R E F E R E N C E S

1. *Cho S.H.*, « Modélisation du couplage bassin d'aération – décanteur secondaire d'une station d'épuration des eaux par boues activées », Thèse I.N.P. de Lorraine, mai 1989.
2. *Franke M.*, « Un nouveau système d'aération intensive pour la purification des eaux résiduaires » Technique de l'eau, n°306, 1972.
3. « Mémento technique de l'eau », Ed. Degremont, Paris 1973, 1978, 1980.
4. *Potier O.*, "Etude des stations d'épuration des eaux usées urbaines par boues actives: modélisation de l'aérateur canal », Thèse I.N.P. de Lorraine, 1993.
5. *Potier O., Pons M.N., Leclerc J.P., Prost C.*, « Etude de l'hydrodynamique d'un réacteur canal à boues activées en régime variable », Récents progrès en Génie des Procédés : Traceurs et méthodes de traçage », 1998, Vol 2, n° 61, pp 367 – 372.
6. *Potier O., Pons M.N., Leclerc J.P.*, « RTD measurements in an aerated sludge channel reactor : influence of the geometrical and operating parameters ».