



HAL
open science

Modélisation du transfert d'oxygène en eau claire dans un réacteur biologique à lit fluidisé à l'aide de l'analyse dimensionnelle

Y. Fayolle, P. Moretti, J.P. Canler, Sylvie Gillot

► **To cite this version:**

Y. Fayolle, P. Moretti, J.P. Canler, Sylvie Gillot. Modélisation du transfert d'oxygène en eau claire dans un réacteur biologique à lit fluidisé à l'aide de l'analyse dimensionnelle. *Récents Progrès en Génie des Procédés*, 2013, 104, 8 p. hal-00966841

HAL Id: hal-00966841

<https://hal.science/hal-00966841v1>

Submitted on 27 Mar 2014

HAL is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.

Modélisation du transfert d'oxygène en eau claire dans un réacteur biologique à lit fluidisé à l'aide de l'analyse dimensionnelle

Y. Fayolle^a, P. Moretti^b, J-P. Canler^b, S. Gillot^a

^a Irstea, UR HBAN, 1 Rue Pierre-Gilles de Gennes, CS 10030, F-92761 Antony Cedex, France

^b Irstea, UR MALY, 5 rue de la Doua, F-69100 Villeurbanne, France

Résumé

L'impact des paramètres géométriques et opératoires sur le transfert de masse dans un réacteur à lit fluidisé semi-industriel (d'un volume maximal de 2,8 m³) a été étudié. Le coefficient volumique de transfert d'oxygène ($k_{L,a_{20}}$) a été mesuré en eau claire sur un ensemble de 39 conditions opératoires. Les résultats obtenus mettent en évidence l'impact du taux de remplissage en biomedias sur les performances d'oxygénation. Une augmentation du $k_{L,a_{20}}$ comprise entre +36 et +50% est observée lorsque le taux de remplissage augmente de 0 à 50%, pouvant être expliquée par une diminution du diamètre des bulles d'air et une augmentation du temps de contact gaz/liquide.

Un modèle global, issu de l'analyse dimensionnelle, est proposé pour la détermination du nombre de transfert (N_T) en fonction de nombres adimensionnels et dépend de la géométrie du réacteur, du débit d'air et du taux de remplissage en biomedias.

Mots-clés : Aération, analyse dimensionnelle, MBBR, IFAS, traitement des eaux usées

1. Introduction

L'optimisation de l'aération des procédés de traitement des eaux usées est nécessaire afin de limiter la consommation énergétique des stations d'épuration tout en fiabilisant la qualité du traitement. Dans ce but, des modèles permettant de prédire les performances d'oxygénation en eau claire des systèmes d'aération fines bulles, installés majoritairement sur les stations d'épuration à boues activées, ont été développés à l'aide des outils d'analyse dimensionnelle (Gillot *et al.*, 2005) ou de mécanique des fluides numérique (Fayolle *et al.*, 2007).

De nouveaux procédés de traitement intègrent des systèmes de diffusion grosses bulles couplés à l'utilisation de biomedias fluidisés servant de support à la biomasse épuratoire (MBBR [Oedegaard *et al.*, 1999 ; Andreottola *et al.*, 2000] et IFAS [Randall and Sen, 1996]). L'aération dans ces procédés a deux objectifs : (i) la fluidisation des biomedias afin d'optimiser le contact entre la pollution à traiter et la biomasse fixée sur les supports et (ii) l'apport d'oxygène requis pour la croissance de cette biomasse aérobie.

Les performances d'oxygénation des réacteurs gaz-liquide-solide sont fortement dépendantes des caractéristiques de la phase solide (fraction volumique mais également taille des solides [Ferreira *et al.*, 2010; Mena *et al.*, 2011; Lee *et al.*, 2013]). L'impact spécifique des biomedias généralement utilisés dans les ouvrages de traitement des eaux reste peu étudié aussi bien à l'échelle pilote (Pham *et al.*, 2008; Jing *et al.*, 2009) qu'industrielle (Viswanathan *et al.*, 2008; Rosso *et al.*, 2011). Cet impact ainsi que ceux des paramètres de dimensionnement et de fonctionnement de ces procédés sur le transfert de matière se doivent d'être précisés, afin d'adapter les modèles permettant la prédiction des performances d'oxygénation.

L'objectif de cette étude est donc d'analyser l'impact des biomedias utilisés en traitement des eaux résiduaires sur le transfert d'oxygène. Il s'agissait également d'établir des relations empiriques, à partir de mesures réalisées sur un pilote de traitement des eaux, liant les performances d'oxygénation en eau claire aux paramètres caractéristiques du dimensionnement et du fonctionnement de ces procédés, à l'aide de l'analyse dimensionnelle.

2. Matériel et méthodes

2.1. Dispositif expérimental – Pilote semi-industriel de traitement des eaux

Les mesures ont été réalisées sur un pilote semi-industriel rectangulaire d'un volume maximal de 2,8 m³ (pour une hauteur d'eau maximale de H_{max} = 1,7 m, voir Figure 1a).

Le pilote est alimenté en air par deux compresseurs NOVAIR à piston linéaire non lubrifié NTA200, dont le débit d'air est mesuré par un compteur à gaz (ELSTER BK G25). La pression et la température de l'air sont mesurées respectivement à l'aide d'un manomètre à cadran et d'une sonde PT100. Le pilote est équipé soit de diffuseurs fines bulles (FB) à membranes EPDM (Europelec Aquadisc 250) soit de diffuseurs grosses bulles (GB) constitués de tubes en PVC percés (diamètre des orifices = 2 mm).

Les biomédias utilisés (K1 d'AnoxKaldnesTM, diamètre = 9,1 mm / longueur = 7,2 mm / masse volumique = 0,95 kg/l / Densité du biomédia en vrac = 150 kg/m³) possèdent les caractéristiques des supports généralement utilisés dans les procédés de traitement des eaux à supports fluidisés (MBBR, IFAS) et sont présentés sur la figure 1b. Le taux de vide de ces biomédias en vrac est de 0,84.

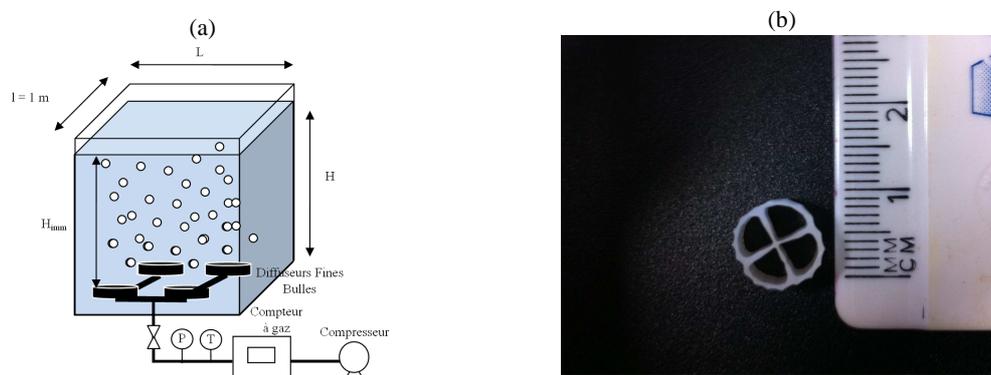


Figure 1. (a) Schéma du pilote de traitement des eaux équipé de diffuseurs fines bulles (avec H = hauteur du réacteur, L = longueur, l = largeur, h = hauteur d'immersion des diffuseurs) (b) biomédia utilisé

La modularité de ce pilote de traitement des eaux a permis la modification des dimensions du réacteur (hauteur d'eau et surface, par ajout de cloisons), des caractéristiques du système d'aération (diffuseurs fines ou grosses bulles, nombre et positionnement des rampes de diffusion), du débit d'air et du taux de remplissage en biomédia (de 0 à 50% en volume en vrac, correspondant au taux de remplissage moyen des réacteurs de traitement des eaux).

2.2 Mesure du coefficient volumique de transfert d'oxygène et expression des résultats

Le coefficient volumique de transfert d'oxygène a été déterminé suivant la méthode normalisée de réoxygénation en eau claire (NF-EN-12255-15, 2004). La méthode consiste à enregistrer l'augmentation de la concentration en oxygène dissous après addition de sulfite de sodium en présence d'un catalyseur (chlorure de cobalt). La concentration en oxygène dissous a été mesurée à l'aide de sondes à oxygène dissous à membranes YSI 57 (de 3 à 9 en fonction du volume du bassin), positionnées à trois hauteurs (0,25 - 0,75 - 1,25 du fond du bassin). La température de l'eau et la conductivité ont été mesurées à l'aide de sondes de la marque WTW. L'ensemble des données était enregistré en continu à l'aide d'une acquisition de mesure de la marque YOKOGAWA.

Lors de la réoxygénation de l'eau, la concentration en oxygène dissous (C_t) évolue suivant l'équation (1).

$$C_t = C_{S,p^*,T} - (C_{S,p^*,T} - C_0) \times \exp(-k_L a_T \times t) \quad (1)$$

Avec : $C_{S,p^*,T}$ la concentration en oxygène à saturation à la température T et à la pression atmosphérique p^* (mg L⁻¹), C_0 la concentration en oxygène dissous à $t = 0$ (mg L⁻¹), $k_L a_T$ le coefficient volumique de transfert d'oxygène à la température T (s⁻¹)

La valeur du coefficient volumique de transfert d'oxygène est obtenue par ajustement de l'équation ci-dessus aux données expérimentales par une méthode de régression non linéaire. Les résultats sont exprimés aux conditions standards (20°C, 1013 hPa) selon la relation suivante :

$$k_{L,a_{20}} = k_{L,a_T} \times 1,024^{(20-T)} \quad (2)$$

Avec : $k_{L,a_{20}}$ le coefficient volumique de transfert d'oxygène à 20°C (s^{-1}) et T la température de l'eau (°C).

Le rendement d'oxygénation standard (RO_{st}) est défini comme le pourcentage d'oxygène transféré par rapport à la quantité d'oxygène apporté au système (dans les conditions T = 20°C; P = 1013 hPa et $[O_2] = 0 \text{ mg L}^{-1}$). Ce rendement d'oxygénation est décrit par la relation (3) :

$$RO_{st} = \frac{k_{L,a_{20}} \times C_{S,20} \times V_L}{0,299 \times Q_A \times 1000} \times 100 = \frac{k_{L,a_{20}} \times C_{S,20} \times V \times (1 - \varepsilon_s)}{0,299 \times Q_A \times 1000} \times 100 \quad (3)$$

Avec : V_L le volume de liquide (m^3), V le volume total du réacteur (m^3) et ε_s la fraction volumique en solide (-).

2.3. Analyse dimensionnelle

Dans le but de définir une relation permettant d'estimer l'impact des paramètres de dimensionnement et de fonctionnement sur le transfert d'oxygène, les données observées ont été étudiées à l'aide de l'analyse dimensionnelle. Le nombre de transfert N_T est largement utilisé afin de représenter les performances de transfert (Capela *et al.*, 2001 ; Gillot *et al.*, 2005). Il a la même signification physique que le rendement spécifique de transfert (défini comme le rapport entre le rendement d'oxygénation et la hauteur d'immersion des diffuseurs d'air). Le nombre de transfert N_T est déterminé à l'aide de la relation (4) :

$$N_T = \frac{k_{L,a}}{U_G} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3} \quad (4)$$

Avec : U_G la vitesse superficielle du gaz ($m \text{ s}^{-1}$), g l'accélération due à la pesanteur ($m \text{ s}^{-2}$) et v la viscosité cinématique de l'eau ($m^2 \text{ s}^{-1}$)

Les différents nombres sans dimension définis par Gillot *et al.* (2005) ont été utilisés afin de représenter les caractéristiques géométriques et les conditions de fonctionnement du pilote. A ces nombres a été ajoutée la fraction volumique en solide afin de prendre en compte l'influence des biomédias sur le transfert d'oxygène. Finalement, le nombre de transfert est décrit suivant l'équation (5) :

$$N_T = \frac{k_{L,a}}{U_G} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3} = K Sc^{e1} U_{*G}^{e2} \left(\frac{H}{h} \right)^{e3} \left(\frac{D_h}{h} \right)^{e4} \left(\frac{S_p}{S} \right)^{e5} \left(\frac{S_p}{S_a} \right)^{e6} (1 - T_{RB})^{e7} \quad (5)$$

Avec : Sc = le nombre de Schmidt (-); U_{*G} = la vitesse de gaz adimensionnelle (-) définie par $U_{*G} = U_G (v.g)^{1/3}$; D_h = le diamètre hydraulique du pilote (m); S_p = la surface percée totale des diffuseurs (m^2) ; S_a = la surface aérée définie comme la surface totale occupée par les diffuseurs (m^2).

Les constantes et coefficients de l'équation (5) sont déterminés en minimisant la somme des carrés des écarts obtenus entre les valeurs déterminées à l'aide de ce modèle et les données expérimentales issues des 39 cas étudiés.

3. Résultats et discussion

Une base de données regroupant les résultats de 39 mesures de transfert a ainsi été constituée afin de déterminer l'influence des paramètres géométriques et opératoires du pilote sur le coefficient volumique de transfert d'oxygène. Le tableau 1 présente l'ensemble des configurations étudiées.

L'analyse de cette base de données a permis notamment de mettre en évidence l'impact du système de diffusion et du taux de remplissage en biomedias sur le transfert d'oxygène. A noter que la fraction volumique en solide est faible ($0 \leq \varepsilon_s \leq 0,08$) en comparaison du taux de remplissage en biomedias

($0 \leq T_{RB} \leq 0,50$), en lien avec le taux de vide des supports important. Les débits d'air sont choisis afin d'être représentatifs des plages de fonctionnement d'un réacteur industriel. Finalement, la fluidisation complète des biomedias est observée pour l'ensemble des conditions opératoires.

Tableau 1. Configurations géométriques étudiées et paramètres de fonctionnement (V = Volume ; FB = Fines bulles ; GB = Grosses bulles ; Q_{air} = débit d'air ; T_{RB} = Taux de remplissage en biomedias en vrac ; ε_S = fraction volumique en solide)

Configuration		A	B	C	D	E	F	G	H
Caractéristiques géométriques	H (m)	1,63	1,63	1,21	1,63	1,63	1,63	1,63	1,63
	L (m)	1,73	1,73	1,73	1,42	0,44	1,16	0,57	1,12
	l (m)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
	h (m)	1,48	1,57	1,06	1,48	1,48	1,48	1,57	1,57
	V (m ³)	2,81	2,81	2,09	2,31	0,72	1,88	0,93	1,83
Caractéristiques du système d'aération	Type de diffuseurs	FB	GB	FB	FB	FB	FB	GB	GB
	Nombre de rampes de diffusions (-)	3	2	3	2	1	2	1	1 / 2
	Nombre de diffuseurs	6	-	6	4	2	4	-	-
Caractéristiques de fonctionnement	Q_{air} (Nm ³ h ⁻¹)	3,5 - 7,2	8,3 - 15,9	3,5 - 7,8	3,4 - 7,8	2,4 - 5,9	3,9 - 10,2	5,1 - 10,5	8,5 - 12,9
	T_{RB} (-)	-	0 - 0,5	-	-	-	-	0 - 0,5	0 - 0,5
	ε_S (-)	-	0-0,08	-	-	-	-	0-0,08	0-0,08

3.1 Influence du système de diffusion de l'air sur le coefficient volumique de transfert d'oxygène

La figure 2 présente l'évolution du coefficient volumique de transfert d'oxygène en fonction de la vitesse superficielle de gaz pour les configurations A, D, E, F (diffusion fines bulles) et B, G, H (diffusion grosses bulles). L'ensemble des résultats présentés correspond à un taux de remplissage en biomedias nul ($T_{RS} = 0$).

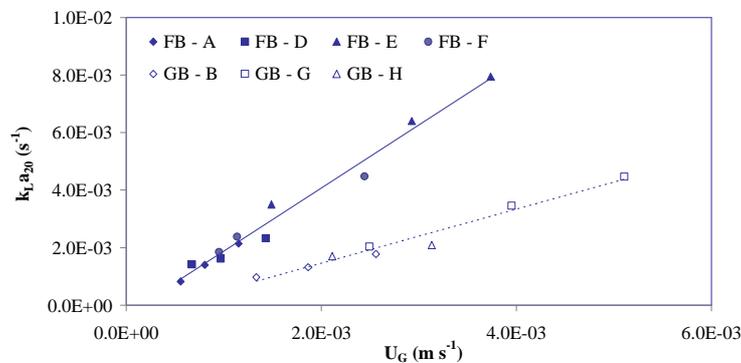


Figure 2. Coefficient volumique de transfert d'oxygène en fonction de la vitesse superficielle de gaz Configurations A, B, D, E, F, G et H

Sans biomedias, lorsque la vitesse superficielle de gaz augmente, le taux de gaz contenu dans le volume du réacteur augmente, ce qui a pour effet d'augmenter l'aire interfaciale spécifique (a) et donc le coefficient volumique de transfert d'oxygène ($k_L a_{20}$). Pour un système de diffusion donné (fines ou grosses bulles), l'évolution déterminée peut être décrite par une droite similaire pour l'ensemble des configurations. Cette évolution est donc indépendante des caractéristiques géométriques du pilote (surface, nombre et disposition des diffuseurs).

Pour une vitesse superficielle de gaz donnée, les valeurs du coefficient volumique de transfert d'oxygène sont systématiquement plus importantes pour la diffusion en fines bulles que pour la diffusion en grosses bulles. L'écart entre les deux dispositifs d'insufflation d'air s'explique principalement par la différence entre les tailles des bulles générées, induisant une aire interfaciale inférieure pour une aération en fines bulles. De plus, cet écart augmente avec la vitesse superficielle de gaz. Cette augmentation est due à la

nature des écoulements qui sont générés par l'aération. Dans le cas des configurations en aération fines bulles, la diffusion de l'air se fait de façon homogène sur l'ensemble de la surface du pilote, assimilable à une aération plancher. Dans le cas des configurations en aération grosses bulles, le rapport entre la surface de diffusion de l'air et la surface du réacteur est plus faible (rapport moyen S_p/S en FB et GB respectivement de 0,16 et 0,07). Aussi, pour ces configurations, des mouvements de recirculation verticale de liquide (spiral flows) vont être générés. Les vitesses verticales de liquide ainsi induites augmentent avec la vitesse superficielle de gaz, impliquant une diminution du temps de passage des bulles d'air dans l'eau.

A noter que ces mouvements de liquide induits par l'aération, s'ils impactent négativement les performances de transfert d'oxygène du système, sont cependant recherchés dans les réacteurs industriels pour favoriser la fluidisation des biomedias.

3.2 Influence du taux de remplissage en biomedias sur le coefficient volumique de transfert d'oxygène

La figure 3 présente l'évolution des coefficients volumique de transfert d'oxygène ($k_{L,a_{20}}$) et des rendements d'oxygénation standards (RO_{st}) en fonction de la vitesse superficielle de gaz (U_G) dans le cas des géométries B et G (cf. tableau 1). Ces évolutions sont présentées pour les différents taux de remplissage étudiés.

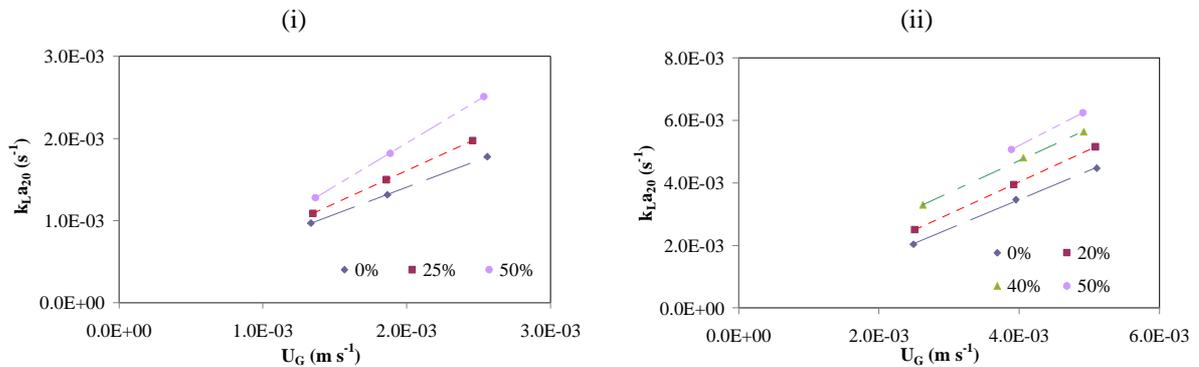


Figure 3. Coefficient volumique de transfert d'oxygène et rendement d'oxygénation standard par mètre d'immersion en fonction de la vitesse superficielle de gaz pour différents taux de remplissage en biomedias
Géométries (i) B (2,8 m³) et (ii) G (0,93 m³)

Pour une géométrie et un taux de remplissage donnés, le coefficient volumique de transfert d'oxygène augmente avec la vitesse superficielle de gaz. Cet accroissement est dû à l'augmentation du taux de gaz contenu dans le volume du réacteur. Le rendement d'oxygénation standard (RO_{st}) n'évolue que faiblement avec la vitesse superficielle de gaz (entre 1,5 et 7,8%). Les ordres de grandeurs des rendements mesurés sont en accord avec les résultats de la littérature obtenus sur un réacteur de géométrie équivalente à la configuration B (Pham *et al.*, 2008).

A un débit d'air donné, le coefficient volumique de transfert d'oxygène augmente avec une augmentation du taux de remplissage en biomedias. Cette variation ne peut être attribuée qu'en partie à l'augmentation du rapport entre le volume de gaz et le volume de liquide à aérer. En effet, l'augmentation du taux de remplissage de 0 à 50% implique une variation du coefficient volumique de transfert d'oxygène pour les configurations B et G respectivement de +36% et +50% pour une diminution de volume de liquide de 8% (cf. Tableau 1). L'augmentation du $k_{L,a_{20}}$ avec le taux de remplissage pourrait alors être expliquée par une diminution de la taille des bulles d'air due à la présence des biomedias. En effet, la présence de ces nombreux supports, représentant une faible fraction volumique de solide mais un encombrement spatial important, pourrait contrôler le diamètre des bulles d'air dans les réacteurs. La présence physique du solide induit peut être également une augmentation du temps de passage des bulles d'air dans la phase liquide.

De plus, les écarts observés sur les coefficients volumiques de transfert d'oxygène liés au taux de remplissage n'augmentent que faiblement avec la vitesse superficielle de gaz. L'évolution du coefficient

volumique de transfert d'oxygène avec la vitesse superficielle de gaz serait donc principalement contrôlée par les mouvements de recirculation de liquide, faiblement impactées par le taux de remplissage en solide.

La comparaison de ces données à celles issues de la bibliographie s'avère difficile car l'effet de l'ajout d'une phase solide dans un réacteur gaz liquide sur le coefficient volumique de transfert est fortement lié aux caractéristiques du solide introduit (Mena *et al.*, 2011 ; Lee *et al.*, 2013) mais également du type de diffuseur d'air utilisé (Pham *et al.*, 2008).

3.2. Modélisation du nombre de transfert à l'aide de l'analyse dimensionnelle

Les gammes des différents nombres sans dimension mesurés sont regroupées dans le tableau 2.

Tableau 2. Gamme des nombres sans dimension obtenus (équation 5)

S_c	U^*_G	H/h	D_h/h	S_p/S	S_p/S_a	T_{RB}	$N_T 10^5$
$3,3 \times 10^3$	0,03-0,24	1,04-1,14	0,51-1,40	0,04 -0,20	0,13-0,20	0-0,5	3,1-12,2

Les nombres de transfert (N_T) obtenus à partir des données expérimentales sont compris entre $3,1 \cdot 10^{-5}$ et $12,2 \cdot 10^{-5}$, soit du même ordre de grandeur que ceux obtenus par Gillot *et al.* (2005) sur des bassins industriels. Ce paramètre semble donc être adapté pour la représentation adimensionnelle du transfert de matière, indépendamment des facteurs d'échelles.

Le nombre de Schmidt (S_c) est constant (l'ensemble des résultats étant exprimés à 20°C) et le rapport H/h varie d'une mesure à l'autre. Ces deux paramètres ont été intégrés dans la constante K. De plus, le coefficient e_4 obtenu est faible (-0,01), aussi le nombre adimensionnel associé (D_h/h) a été également intégré dans la constante. La relation (6) est obtenue par calage des paramètres de l'équation 5 à l'aide des données expérimentales :

$$N_T = \frac{k_L a}{U_G} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3} = 2.31 \times 10^{-4} U^*_{G^{-0.13}} \left(\frac{S_p}{S} \right)^{0.90} \left(\frac{S_p}{S_a} \right)^{-0.20} (1 - T_{RB})^{-1.37} \quad (6)$$

Le coefficient lié à la fraction volumique de solide est le plus élevé, impliquant un impact important de ce paramètre sur le nombre de transfert. De plus, l'impact de la vitesse superficielle de gaz et de la disposition des systèmes de diffusion de l'air est également traduit, en accord avec les remarques précédemment formulées.

La figure 5 présente les nombres de transfert calculés en fonction des nombres de transfert mesurés pour l'ensemble des données issues des mesures réalisées sur le pilote dans le cadre de cette étude. Sur cette figure, les données obtenues pour l'aération fines bulles, l'aération grosses bulles en l'absence et en présence de biomédia sont différenciées.

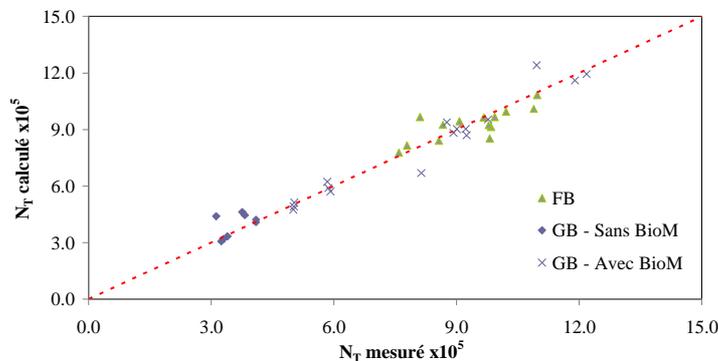


Figure 5. Nombre de transfert (N_T) calculé en fonction du N_T mesuré pour (i) l'aération en fines bulles [FB], (ii) l'aération en grosses bulles sans biomédia [GB-Sans BioM] et (ii) l'aération en grosses bulles en présence de biomédia [GB-Avec BioM].

Le tableau 3 présente les écarts moyens entre les valeurs mesurées et calculées pour l'ensemble des trois séries.

Tableau 3. Ecart moyen entre les valeurs des nombres de transfert calculés et mesurés

	Ecart moyen
Ensemble des points	7 %
FB	6 %
GB -SM	12 %
GB - AM	5 %

Les écarts moyens obtenus pour l'ensemble des configurations en aération fines bulles et en aération grosses bulles avec biomédias sont respectivement de 7 et 6%. L'écart moyen obtenu pour l'ensemble des configurations en aération grosses bulles sans biomédias est de 12%. La corrélation (6) est donc moins précise pour prédire le nombre de transfert pour ces configurations.

L'équation (6) lie le nombre de transfert à l'ensemble des paramètres géométriques et des conditions de fonctionnement. Cependant, cette corrélation n'inclue pas le diamètre des bulles d'air au sein du réacteur. Cependant, cette corrélation est adaptée à la série FB mais également GB-Avec BioM (grosses bulles, avec biomédias) pour laquelle la taille des bulles pourrait être réduite par la présence des supports. L'écart observé pour la série GB-Sans BioM (diffusion grosses bulles, sans biomédias) pourrait être lié à une taille moyenne des bulles plus importante pour cette configuration et non prise en compte par le modèle.

4. Conclusions et perspectives

L'impact des paramètres géométriques et opératoires sur le transfert d'oxygène dans les réacteurs biologiques à lit fluidisés de traitement des eaux (procédés MBBR et IFAS) a été précisé. Un ensemble de 39 mesures du coefficient volumique de transfert d'oxygène ont été réalisées en eau claire sur un pilote semi-industriel de 2,8 m³. L'analyse des données expérimentales a permis de :

- mettre en évidence l'impact du système de diffusion de l'air (grosses ou fines bulles) sur le coefficient volumique de transfert d'oxygène. Sans biomédias, le coefficient volumique de transfert d'oxygène est principalement contrôlé par la vitesse surfacique de l'air mais également par le système de diffusion d'air utilisé, en lien avec la taille des bulles et les écoulements de liquides générés.
- de quantifier l'augmentation du coefficient volumique de transfert d'oxygène en lien avec l'ajout de biomédias, pour différents taux de remplissage, en présence d'une aération grosses bulles. Cette augmentation peut être attribuée à une diminution du diamètre des bulles d'air mais également à une augmentation du temps de contact des bulles d'air avec le liquide, en lien avec la présence des supports. L'impact du taux de remplissage en biomédias sur le coefficient volumique de transfert d'oxygène en aération fines bulles n'a pas été déterminé dans le cadre de cette étude.
- de développer un modèle global permettant l'estimation du nombre de transfert en fonction de nombres adimensionnels caractéristiques de la géométrie et du fonctionnement du procédé mais également le taux de remplissage en biomédias, indépendant du système d'aération.

Finalement, l'étude du transfert d'oxygène en présence de boues activées sur le pilote semi-industriel mais également l'impact du taux de remplissage en bio-médias constitue une des perspectives de cette étude.

Remerciements

Les auteurs remercient Vinci Environnement pour la mise à disposition du biomédias lors de cette étude. Les auteurs sont également reconnaissants envers le personnel technique impliqué dans la préparation et la mise en œuvre des mesures de transfert sur le pilote semi-industriel.

Références

- Andreottola, G., P. Foladori, M. Ragazzi, F. Tatano, 2000, Experimental comparison between MBBR and activated sludge system for the treatment of municipal wastewater, *Water Science and Technology*, 41(4-5), pp. 375-382
- Capela, S., M. Roustan et A. Héduit, 2001, Transfer number in fine bubble diffused aeration systems, *Water Science and Technology*, 43(11), pp. 145-152
- Fayolle, Y., A. Cockx, S. Gillot, M. Roustan et A. Héduit, 2007, Oxygen transfer prediction in aeration tanks using CFD, *Chemical Engineering Science* 62(24), pp. 7163-7171

- Ferreira, A., C. Ferreira, J.A. Teixeira et F. Rocha, 2010, Temperature and solid properties effects on gas-liquid mass transfer, *Chemical Engineering Journal*, 162(2), pp. 743-752
- Gillot, S., S. Capela-Marsal, M. Roustan et A. Héduit, 2005, Predicting oxygen transfer of fine bubble diffused aeration systems - Model issued from dimensional analysis, *Water Research* 39(7), pp. 1379-1387
- Jing, J.Y., J. Feng et W.Y. Li, 2009, Carrier effects on oxygen mass transfer behavior in a moving-bed biofilm reactor, *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*, 4(5), pp. 618-623
- Mena, P., A. Ferreira, J.A. Teixeira et F. Rocha, 2011, Effect of some solid properties on gas-liquid mass transfer in a bubble column, *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 50(2), pp. 181-188
- NF-EN-12255-15, 2004, Wastewater treatment plants - Part 15: Measurements of the oxygen transfer in clean water in aeration tanks of activated sludge plants
- Oedegaard, H., B. Rusten, J. Siljudalen, 1999, The Development of the moving bed biofilm process - from idea to commercial product, *European water management*, 2(3), pp. 36-43
- Pham, H., S. Viswanathan et R.F. Kelly, 2008, Evaluation of Plastic Carrier Media Impact on Oxygen Transfer Efficiency with Coarse and Fine Bubble Diffusers, In: *Proc. WEFTEC 2008 Conference*
- Randall, C.W. et D. Sen, 1996, Full-scale evaluation of an integrated fixed-film activated sludge (IFAS) process for enhanced nitrogen removal, *Water Science and Technology*, 33(12), pp. 155-162
- Rosso, D., S.E. Lothman, M.K. Jeung, P. Pitt, W.J. Gellner, A.L. Stone et D. Howard, 2011, Oxygen transfer and uptake, nutrient removal, and energy footprint of parallel full-scale IFAS and activated sludge processes, *Water Research* 45(18), pp. 5987-5996
- Wiswanathan, S., H. Pham, R.F. Kelly, D.T. Redmon et W. Fernandes, 2008, Evaluation of Oxygen Transfer Efficiency via Off-gas Testing at Full Scale Integrated Fixed film Activated Sludge Installation, In: *Proc. WEFTEC 2008 Conference*

Modelling of oxygen transfer in clean water in a moving-bed biofilm reactor using dimensional analysis

Y. Fayolle^a, P. Moretti^b, J-P. Canler^b, S. Gillot^a

^a Irstea, UR HBAN, 1 Rue Pierre-Gilles de Gennes, CS 10030, F-92761 Antony Cedex, France

^b Irstea, UR MALY, 5 rue de la Doua, F-69100 Villeurbanne, France

Abstract

This study was conducted on a semi-industrial pilot of 2.8m³ to specify the impact of geometrical and operating parameters on mass transfer in a moving-bed biofilm reactor. The volumetric oxygen transfer coefficient (k_{La20}) was measured in clean water for 39 case studies. The results highlight the impact of biomedium fill ratio on the oxygenation performances. An increase of k_{La20} between +36 and +50% is measured for an increase in biomedium fill ratio from 0 to 50%. This increase could be explained by a reduction in bubble diameter or an increase in gas/liquid contact time.

A global model, issued from dimensional analysis, is proposed to estimate the transfer number (N_T) as a function of dimensionless numbers and depends on the geometry of the reactor, the air flow rate and the biomedium fill ratio.

Keywords: Aeration, Dimensional analysis, MBBR, IFAS, Wastewater treatment
