



Modélisation et simulation dynamique du traitement des effluents par bioréacteurs à membranes immergées.

Alain Zarragoitia-González, Anoyo Magnet, Sylvie Schetrite, Ulises Javier Jáuregui Haza, Claire Albasi

► To cite this version:

Alain Zarragoitia-González, Anoyo Magnet, Sylvie Schetrite, Ulises Javier Jáuregui Haza, Claire Albasi. Modélisation et simulation dynamique du traitement des effluents par bioréacteurs à membranes immergées.. 11ème Congrès de la Société Française de Génie des Procédés, Oct 2007, Saint-Etienne, France. pp.0. hal-04106086

HAL Id: hal-04106086

<https://hal.science/hal-04106086>

Submitted on 25 May 2023

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 et simulation dynamique du traitement des effluents par bioréacteurs à membranes immergées.

ZARRAGOITIA Alain^{a,b*}, MAGNET Anoy^a, SCHETRITTE Sylvie^a
JAUREGUI Ulises^b, ALBASI Claire^a

^aLaboratoire de Génie Chimique. CNRS - UMR 5503, 5 rue Paulin Talabot, BP 1301, 31106 Toulouse, France, téléphone. +33 (5) 34 61 52 49

^bDepartamento de Desarrollo Tecnológico, Centro de Química Farmacéutica (CQF). Calle 200 y 21, Apdo. 16042, Atabey, Playa. La Habana, Cuba.

Résumé

Le traitement des effluents et eaux usées par bioréacteurs à membranes immergées (BAMI) permet d'obtenir une haute qualité de perméat par une dégradation biologique et une séparation physique. Néanmoins, le procédé de filtration est limité par l'influence de facteurs très complexes, en particulier le colmatage de la membrane. Le but du travail est de développer un modèle dynamique et de simuler le procédé de filtration dans les BAMI. Le développement et la simulation des modèles ont été ciblés sur la description des rapports existants entre les variables les plus importantes du système, comme la pression transmembranaire (PTM), les matières en suspension (MES), et le développement du colmatage pendant la filtration. L'influence sur l'évolution du colmatage d'une aération syncopée, injectée à la surface de membrane, et sa synchronisation avec une filtration intermittente ont été étudiées, par voie numérique et expérimentale.

Pour l'évaluation du développement du gâteau de filtration, l'hypothèse de la croissance de deux couches de gâteau (une dynamique et l'autre stable) a été émise. Le modèle ainsi développé permet l'étude, le contrôle et l'optimisation des BAMI. Le développement du gâteau et l'influence des cycles intermittents d'aération-filtration sur le colmatage de la membrane et sur l'évolution des résistances à la filtration ont pu être simulés. Le rôle des MES et de l'injection intermittente de grosses bulles à la surface de la membrane, ainsi que son influence sur la croissance du gâteau, ont été pris en considération dans la construction du modèle. Ce dernier permet alors de prévoir le comportement de la PTM.

Mots-clés : Modélisation, simulation dynamique, bioréacteurs à membranes immergées

1. Introduction

Le traitement des eaux résiduaires urbaines est généralement réalisé, par un système à boues activées classique. La gestion du procédé est la plus simple, et les coûts d'installation et d'opération sont les moins chers. Cependant, la qualité de l'eau produite et le contrôle du système sont très sensibles aux variations de débit et de composition de l'effluent à traiter. Deux objectifs principaux sont ciblés dans le développement de nouveaux systèmes, un de qualité et un autre de coût, avec une préoccupation générale de souplesse de procédé et de fiabilité. Les systèmes de boues activées couplés avec une membrane sont proposés sur la base de ces attentes, en un procédé appelé bioréacteur à membranes.

Il existe deux types de bioréacteur : les bioréacteurs à membrane à boucle externe (BAME) et les bioréacteurs à membranes immergées (BAMI). Chronologiquement, les premières générations de bioréacteurs à membrane mettent en oeuvre des membranes tubulaires organiques ou inorganiques placées dans des boucles externes de recirculation. La biomasse circule à grande vitesse dans ces boucles de façon à limiter le colmatage des membranes et à réduire la fréquence des lavages chimiques. Mais la circulation induit une consommation énergétique qui amène ces procédés à des dépenses énergétiques élevées (de 10 à 50 kWh/m³) et qui ne sont pas admissibles quand il s'agit de traitement d'eaux usées (Gander et al., 2000). Cette contrainte est une des raisons du développement de nouvelle configuration de réacteur à membrane. Les BAMI sont donc apparus avec l'objectif de simplifier la mise en oeuvre des systèmes et de réduire leurs coûts de fonctionnement. Dans

* Auteur à qui la correspondance devrait être adressée : alainzg@yahoo.com, claire.albasi@ensiacet.fr

cette nouvelle configuration, les membranes sont directement immergées dans les bassins contenant les boues biologiques et le perméat est soutiré généralement par aspiration. Le travail est donc effectué en dépression qui ne dépasse en général pas 0,5 bar au lieu de 1 bar voire plus pour les procédés à boucle externe. La grande majorité des études est désormais réalisée à partir de ce type de bioréacteur.

D'un point de vue scientifique, les objectifs principaux de recherches vont tendre à favoriser le fonctionnement du réacteur en périodes aussi longues que possibles. La limite en cela est le colmatage et le nettoyage de la membrane, dont la compréhension constitue alors le coeur principal des travaux d'investigation dans le domaine.

Ainsi, des stratégies pour la minimisation du colmatage peuvent être obtenues par l'étude de la filtration sur la membrane et la compréhension de la biologie impliquée dans ces conditions.

L'aération est une variable importante et les études de ses effets sur le phénomène de colmatage doivent être approfondies. Beaucoup d'auteurs considèrent que l'aération joue un rôle important dans le nettoyage de la membrane, surtout dans les périodes de relaxation. La plupart des études et systèmes font référence à l'aération qui est introduite pour faciliter la respiration aérobie à l'intérieur du système. La puissance de cette aération a ses limites, d'une part pour des raisons énergétiques, et d'autre part liées à la modification de la rhéologie des boues (à cause d'une turbulence ou force de cisaillement excessive à l'intérieur du BAMI). Ainsi, à partir d'une certaine agitation la boue va se désorganiser, conduisant à une augmentation de la DCO dans le surnageant ce qui nuit à la filtrabilité de la boue. En revanche des études ont démontré qu'il existe des valeurs à partir desquelles une augmentation de la intensité de l'aération n'est pas justifiée, parce qu'une diminution du colmatage de la membrane n'est plus obtenue (Van Kaam, 2005)

Pour ces raisons, il est intéressant d'étudier la configuration du BAMI avec deux types d'aération, une aération pas des fines bulles, injectées pour faciliter la dégradation aérobie et une autre aération plus puissante, injectée suffisamment proche des membranes par intervalle. De cette façon, l'action des grosses bulles est facilitée, la force de cisaillement produite sur le gâteau de filtration conduit au nettoyage de la membrane sans produire de perturbation considérable sur la boue. Ainsi, l'aération semble participer avec plus d'efficacité à l'enlèvement du gâteau, et avec moins de dépense énergétique.

Le but de ce travail est de développer un modèle dynamique qui permette de simuler le procédé de filtration dans les BAMI en considérant l'influence, sur l'évolution du colmatage et l'augmentation de la pression transmembranaire, d'une aération supplémentaire syncopée injectée à la surface de la membrane, et sa synchronisation avec une filtration intermittente. Le développement du modèle et la simulation du système ont été adressés à la description des rapports existants entre, la pression transmembranaire (PTM), la concentration des matières en suspension (MES), l'aération de grosses bulles, et l'augmentation des résistances à la filtration pendant le procédé de filtration.

2. Matériel et Méthodes

2.1 Bioréacteur et membrane

L'étude a été réalisée en utilisant un BAMI représenté dans la Figure 1. Il est composé d'une colonne en PVC de 15 L d'un mètre de hauteur, de diamètre interne 11 cm dans laquelle est immergé le module membranaire fourni gracieusement par POLYMEN (Toulouse). Le faisceau de fibres est maintenu dans un tube de 5 cm de diamètre pour le protéger et faciliter sa manipulation. Les fibres creuses sont en polysulfone avec une taille de pore de 0.1 μm et de diamètre interne et externe de 0.4 et 0.7 mm. Initialement le BAMI estensemencé avec de la boue activée issue de la station d'épuration de Brax (2000 équivalents habitants, eaux usées seulement domestiques). Le perméat est aspiré à travers la membrane par une pompe PCM Moineau série 1 Monobloc.

2.2 Expériences et simulation numérique

Toutes les expériences se déroulent sur au moins 10 jours. La PTM a été utilisée comme indicateur du colmatage de la membrane, l'opération de filtration a été arrêtée quand le PTM est arrivée à 0.5 bar sous la pression atmosphérique, puis un nettoyage chimique a été appliqué. La filtration a été imposée dans un ordre intermittent de filtration-relaxation. La PTM, le débit de perméation, la température et le pH sont mesurés et enregistrés toutes les secondes à l'aide d'un programme d'acquisition automatique DasyLab. Le débit de perméation est mesuré à l'aide d'un débitmètre électromagnétique Rosemount. Le pH est mesuré à l'aide d'une sonde Mettler Toledo. Si le pH descend en dessous de 7 une solution de NaHCO_3 (10 g/L) est ajoutée. La

pression transmembranaire est mesurée par le biais d'un capteur de pression Keller à membrane affleurante placé sur la ligne de perméat avant le débitmètre. La température est mesurée dans la partie basse du réacteur par une sonde Pt 100 (gamme -50 à 250 °C).

Différentes conditions opératoires (puissance et, mode d'aération des grosses bulles, mode de filtration, concentration des MES) ont été utilisés. Pendant les expériences un âge des boues de 20 jours a été maintenu. Les valeurs des MES et des résistances spécifiques à la filtration ont été mesurées périodiquement pour garantir les valeurs à utiliser pendant la simulation numérique.

La version 8.3.7 (2005) du logiciel Berkeley Madonna a été employée afin de résoudre les équations et fonctions périodiques du modèle. La méthode de Runge-Kutta de quatrième ordre a été utilisée pour résoudre les équations différentielles avec 1 seconde comme pas de temps de la simulation. Un groupe de valeurs pour les coefficients du modèle et paramètres ont été sélectionnés sur la base de travaux antérieurs similaires (Serra et Logan, 1999 ; Li et Yuan, 2002 ; Li et Chu, 2003 ; Li et Wang, 2006) et des résultats des tests de laboratoire (Table 3).

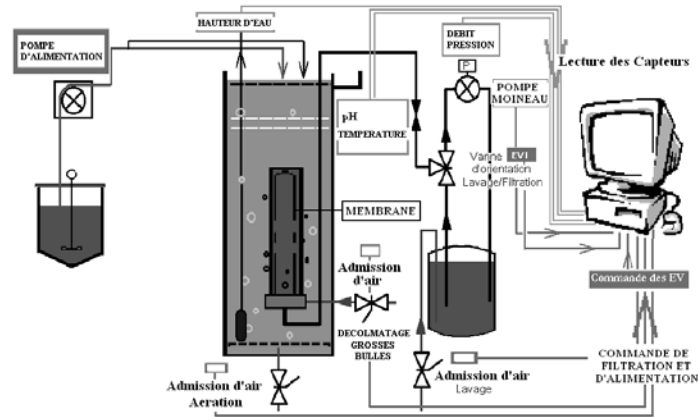


Figure 1. Synoptique de fonctionnement du bioréacteur à membranes immergées

2.3 Analyses des MES

Pour la mesure des matières en suspension, la méthode par centrifugation et séchage a été suivie. En utilisant une balance à dessiccation PRECISA HA60, à 105°C par paliers de 5°C, jusqu'à atteindre une masse constante. La différence de masse entre l'échantillon initial et le résidu sec permet de calculer la concentration en MES.

$$MES = \frac{\Delta M}{V_{\text{échantillon}}} \quad (1)$$

2.4 Mesure de la filtrabilité de la boue

Pour évaluer la filtrabilité de la boue on détermine sa résistance spécifique à la filtration (α). Pour cela on utilise une cellule de filtration cylindrique de 60 mL de volume connectée à un réservoir d'eau distillée pressurisé par de l'air comprimé et régulé par un manomètre. Le volume d'eau filtré est mesuré et enregistré au cours du temps. La filtration de type frontale, se fait sans agitation et à pression constante fixée par l'expérimentateur. La surface de filtration est circulaire avec un diamètre de 45 mm. Le suivi du flux au cours du temps est effectué en pesant le perméat sur une balance et l'acquisition est automatisée (logiciel Labview). Pour une PTM, la résistance spécifique α peut être calculée en utilisant l'Equation (2) (Rushton et al., 1996).

$$\frac{t}{V} = \left(\frac{\mu \alpha MES}{2PTM\Omega^2} \right) V + \frac{\mu R_m}{PTM\Omega} \quad (2)$$

Où μ = viscosité de la boue (Pa.s), MES = matières en suspension = (kg/m³), Ω = surface membranaire (m²), V = volume filtré (m³), PTM = pression transmembranaire (Pa), R_m = résistance membranaire (m⁻¹), t = temps (s).

3. Résultats

3.1 Modélisation du système

Pendant le fonctionnement des BAMI des phénomènes multiples interviennent, de façon parallèle ou couplée, à différentes échelles et cinétiques. Il était donc nécessaire de modéliser le système en considérant les processus qui s'y déroulent et leurs interactions. Ainsi, deux niveaux d'analyse ont été considérés:

- NIVEAU 1 : Phénomène de colmatage assimilé à la formation des résistances au fur et à mesure de la filtration. Ce niveau s'attache à l'évolution temporelle des mécanismes responsables du colmatage de la membrane, et de toutes les forces qui agissent durant la filtration (convection et cisaillement).
- NIVEAU 2 : Variables liées aux courants d'entrée et de sortie du système (débit de l'alimentation, injection des fines bulles, injection des grosses bulles, débit de perméat, etc.).

La modélisation du NIVEAU 1 va être liée à la zone proche de la membrane, spécifiquement à la formation des résistances à la filtration, à l'évolution du colmatage, et à l'augmentation de la pression transmembranaire pendant les étapes de filtration. Un flux de filtration constant est considéré. L'évolution de la résistance s'appuie sur la théorie de la formation de deux couches de gâteau, une dynamique qui peut être éliminée par l'aération et une autre stable qui augmente progressivement dans le temps (Chu et Li, 2005).

Table 1. Phénomènes et équations considérées dans le modèle du NIVEAU 1

Masse nette du gâteau dynamique déposé sur la membrane	
$\frac{dM_{gd}}{dt} = \frac{24MESJ^2}{24J + K_1G} - \frac{\beta(1 - C_{ad})GM^2_{gd}}{\gamma W_f + M_{gd}}$	(3)
$G = \left(\frac{\rho_s g \left[\frac{Q_{airGB}}{A} \right]}{\mu_w \left(1.05 e^{(0.08 MES)} \right)} \right)$	(4)
Masse nette du gâteau dynamique qui se détache de la membrane pendant les processus relaxation et/ou aération des grosses bulles	
$\frac{dM_{gd}}{dt} = - \frac{\beta(1 - C_{ad})GM^2_{gd}}{0.1\gamma W_f + M_{gd}}$	(5)
Résistance totale à la filtration (Pour une section)	
$R_{TS(i)} = R_m + R_p + R_{gd} + R_{gs}$	(6)
Où :	$R_m = cte ; R_p = r_p \sum J\theta_f ; R_{gs} = r_{gs} M_{gs} ; R_{gd} = r_{gd} M_{gd}$
Pression transmembranaire	
$PMT = \mu J_T R_T \text{ où } \frac{1}{R_T} = \sum_{i=1}^n \left(\frac{S_{(i)}}{R_{TS(i)}} \right)$	(7)

J= flux relatif à une section, JT= flux relatif à toute la membrane, K1= Constant, Cad = coefficient d'adhésion de la biomasse, β= coefficient d'érosion de la couche dynamique du gâteau, γ= Coefficient de compression de la couche dynamique du gâteau, θf= Période de filtration d'un cycle d'opération, Vf= Volume de perméat produit pendant un cycle de filtration, Mgd= Masse de boue de la couche dynamique du gâteau déposée par unité d'aire, Mgs= Masse de boue de la couche stable du gâteau déposée par unité d'aire, rgd= Résistance spécifique à la filtration de la couche dynamique du gâteau, rgs= Résistance spécifique à la filtration de la couche stable du gâteau (rgd, rgs ~ α), rp= Résistance spécifique à cause de la perte de transfert de la membrane produit pour le colmatage à l'intérieur des pores par rapport à volume de perméat accumulé, Rm= Résistance intrinsèque de la membrane, RT= Résistance totale à la filtration, μ= Viscosité du perméat, QairGB= Débit d'aération des grosses bulles, A= Aire de flux des grosses bulles, g = constant gravitationnel, ρS = densité de la boue, μW= viscosité de l'eau.

L'utilisation de la simulation de la formation du gâteau et de l'évolution des résistances à la filtration combinée avec le modèle de résistances en série proposée par (Li et Wang, 2006) a été reprise dans la modélisation du NIVEAU 1. Une méthode de calcul par sections et utilisée pour sa résolution mathématique (3), (5), (6), (7). Des modifications ont permis d'ajouter:

1. L'influence des cycles de filtration et de relaxation dans la formation des résistances à la filtration et la variation de la pression transmembranaire conséquente.
2. L'influence des cycles d'aération de grosses bulles, ainsi que celle de l'intensité d'aération des grosses bulles dans la formation ou l'élimination des résistances à la filtration.

La méthode de calcul divise en multiples sections (S(i)) la longueur de la membrane, et la résolution des équations différentielles est effectuée en considérant l'effet sur chaque section. L'effet global sur le système est calculé à travers la somme globale des effets de toutes les sections. Les équations qui sont considérées dans la modélisation du NIVEAU 1, et qui se réfèrent à l'échelle d'une longueur élémentaire de la membrane, sont résumées dans la Table 1.

Le NIVEAU 2 tient compte de la périodicité avec laquelle on active les différents courants d'entrée et sortie du BAMI. A ce niveau il existe des variables avec différents états d'activation, et des variables qui sont périodiquement activées (début et fin de la filtration, injection des grosses bulles) et d'autres qui sont activées de manière constante (injection de fines bulles). Pendant chaque cycle la période d'activation de ces variables peut être fixée (cycle filtration-relaxation, cycle aération des grosses bulles). Ainsi que l'intensité pour chaque variable (intensité d'aération, durée du cycle de filtration ainsi que valeur du flux de perméat, durée de l'injection de grosses bulles).

En considérant ces critères on a développé des algorithmes qui contrôlent des fonctions périodiques. Ils prennent en compte les détails observés pendant l'expérimentation avec le BAMI. Ces algorithmes peuvent être programmés dans n'importe quel langage de programmation et les fonctions qui contrôlent chaque processus doivent tenir en compte l'équation générale suivante.

$$f(t) = f(t + mT) \quad \forall m : m \in \mathbb{N} \quad (8)$$

Pour la simulation du processus de filtration :

$$f(t) = \begin{cases} 0 & ; tf + m(tf + tr) < t < m(tf + tr) \\ D_{filt} & ; m(tf + tr) \leq t \leq tf + m(tf + tr) \end{cases} \quad \forall m : m \in \mathbb{N} \quad (9)$$

Pour la simulation du processus d'injection des grosses bulles :

$$f(t) = \begin{cases} 0 & ; tGB + m(tGB + \text{int GB}) < t < m(tGB + \text{int GB}) \\ DGB & ; m(tGB + \text{int GB}) \leq t \leq tGB + m(tGB + \text{int GB}) \end{cases} \quad \forall m : m \in \mathbb{N} \quad (10)$$

Où: tr = temps de relaxation, tf = temps de filtration, tGB = Temps d'injection des grosses bulles, intGB = Intervalle de temps entre deux injections des grosses bulles, DGB = Débit des grosses bulles, Dfilt = Débit de filtration.

Table 2. Valeurs des coefficients et paramètres du modèle utilisés pendant la simulation

Coefficients et paramètres du modèle*	Expériences			
	A	B	C	D
rgd (m/kg)	8×10^{14}	3×10^{14}	2×10^{14}	8×10^{14}
rgs (m/kg)	8×10^{14}	3×10^{14}	2×10^{14}	8×10^{14}
MES (g/L)	8	5	8	9
DGB (L/h)	50	50	200	200
intGB	11	6	6	6
tf (min)	8	6	6	15
tr (min)	4	3	3	5

*Rm= $1.0 \times 10^{11} \text{ m}^{-1}$, rp= $2.0 \times 10^{11} \text{ m}^{-2}$, C_{ad}= 0.5 -, $\beta = 3.5 \times 10^{-4}$, $\gamma = 2.5 \times 10^{-5} \text{ kg/m}^3 \cdot \text{s}$, A= $4.96 \times 10^{-4} \text{ m}^2$, g= 9.81 m/s^2 , $\rho_s = 1000 \text{ kg/m}^3$, J_T= $0.3 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{jour}$, Dfilt= 2.8 L/h , tGB= 1min, K_I= $4 \times 10^{-6} \text{ m}$, $\mu_w = 1.002 \times 10^{-3} \text{ Pa.s}$.

3.2 Simulation dynamique du système

Le but de la simulation était d'estimer l'augmentation de la PTM aux conditions opératoires fixées. Pour l'évaluation du modèle les données enregistrées de quatre expériences dans différentes conditions opératoires ont été utilisées. L'acquisition des valeurs de PTM sur le système expérimental produit une trop grande quantité de données par l'acquisition d'un point par seconde. Cela oblige à traiter les données avant de les

comparer avec les résultats du modèle. Ce qui nous intéresse est la dérive de pression, c'est à dire le développement du colmatage sur plusieurs jours. On a pour cela compilé les différentes courbes journalières et on a représenté la moyenne mobile sur 200 points. Les Figures 2 et 3 montrent cette comparaison des points expérimentaux avec le modèle.

Dans les cas A et B (Figure 2) on a montré la comparaison des résultats du modèle avec les valeurs de la dérive de la PTM, en injectant un débit de grosses bulles de 50 L/h. Dans le premier cas les grosses bulles ont été injectées pendant une minute de façon concomitante avec le début de chaque cycle de filtration. Dans l'expérience B, la synchronisation choisie a permis l'injection des grosses bulles de façon irrégulière pendant toute la durée de la filtration, en effectuant l'aération simultanément à la filtration ou de façon aléatoire à la relaxation. Dans les expériences C et D (Figure 3) on a injecté un débit de grosses bulles de 200 L/h, de façon plus irrégulière pendant l'expérience C et en effectuant l'aération simultanément à la filtration ou de façon aléatoire à la relaxation. Dans l'expérience D l'aspect le plus important a été l'augmentation significative du temps de filtration par rapport au temps de relaxation où la plupart des injections des grosses bulles ont été effectuées pendant la filtration.

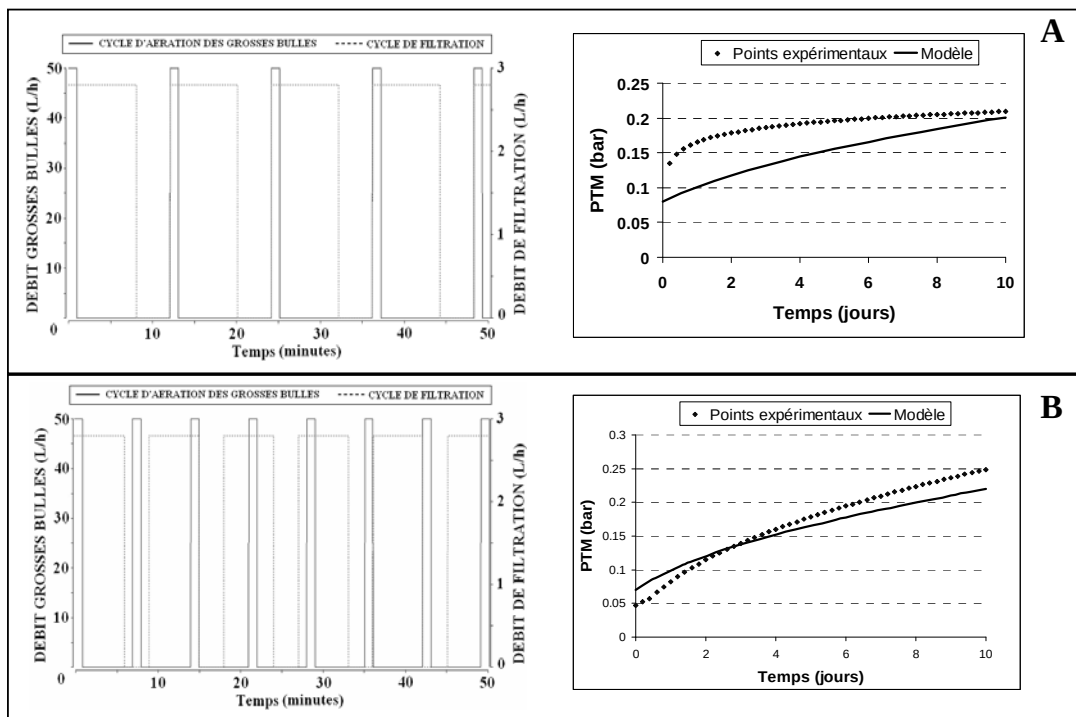


Figure 2. Exemples de la simulation du comportement de la dérive de la PTM en utilisant différentes conditions opératoires. [A: mode d'aération des grosses bulles (1 min toutes les 11 min), mode de filtration (8 min de filtration-4 min de relaxation), $MES=8$ g/L, $\alpha=3 \times 10^{14}$ m/kg]; [B: mode d'aération des grosses bulles (1 minute toutes les 6 minutes), mode de filtration (6 min de filtration-3 min de relaxation), $MES=5$ g/L, $\alpha=8 \times 10^{14}$ m/kg]

Dans tous les cas, la simulation a permis d'estimer de manière acceptable l'augmentation de la PTM. Les changements dans les valeurs des variables opérationnelles ont conduit à des variations dans l'évolution de la PTM pendant les expériences, ont aussi produit des variations logiques dans les réponses du modèle.

On peut observer sur la Figure 2, plus particulièrement le graphique A, une description moins détaillée du modèle. Pour des raisons pratiques pendant la simulation, des valeurs constantes, prises dans la littérature (Li et Wang, 2006), des coefficients β , γ et C_{ad} ont été utilisées. Ce choix de valeurs, qui est en fait une approximation, influence de manière directe les résultats de la simulation. Ces coefficients décrivent les phénomènes d'érosion du gâteau de filtration (β), le niveau de compression de la couche dynamique (γ) de ce gâteau, et l'adhésion de la biomasse tant à la surface de la membrane que sur les floes (C_{ad}). Ces phénomènes sont influencés à la fois par la fréquence, et par la puissance de l'aération injectée dans le réacteur (Shane et al., 2007). La Figure 2A correspond à l'expérience où de l'air a été injecté seulement au début de la filtration, L'aération n'a alors pas une grande influence sur les caractéristiques de la boue, ni sur celles du gâteau formé.

pendant l'étape de filtration frontale. C'est pourquoi les valeurs des coefficients utilisés peuvent être différentes des valeurs dans le système et affectent la qualité de l'estimation, même si c'est avec une faible amplitude. Ce résultat suggère la nécessité d'effectuer des études de sensibilité sur les paramètres du modèle. Aussi doit-on faire le calibrage des paramètres les plus sensibles puisque des différences entre les conditions expérimentales d'estimation des paramètres et les cas à simuler sont considérables.

Des études suggèrent que la force de cisaillement produite par l'aération a des influences sur la rhéologie des boues et peut ainsi jouer sur la filtrabilité de la boue (Rosenberger et Kraume, 2003, Van Kaam, 2005), et plus spécifiquement les valeurs des coefficients de résistance spécifique. Le modèle dans sa structure actuelle fait les calculs avec les moyennes des valeurs de α mesurées pendant la durée de chaque expérience. Celle-ci constitue une approximation qui ne considère pas que la valeur de la résistance spécifique peut varier dans le temps et elle est aussi fonction de la pression transmembranaire.

Les propriétés de la biomasse dans un système de traitement biologique sont toujours sujettes à un certain degré de variation à cause de leur complexité et imprévisibilité. Donc, il faut considérer que les propriétés de la biomasse, et du gâteau formé sur la membrane peuvent varier aussi au cours du temps (Defrance et al., 2000) (Lee et al., 2002 ; Liu et al., 2003 ; Germain et al., 2005). Bien que la structure actuelle du modèle ne considère pas ces détails, les expériences et les simulations ont permis d'étudier et d'estimer l'influence sur l'évolution de la PTM des différents modes d'aération et filtration utilisés. L'utilisation de quelques valeurs des paramètres et coefficients reportés pour des systèmes semblables peut influencer sur la qualité de la simulation. Malgré ces limitations et considérations, une bonne estimation du comportement du système a été obtenue.

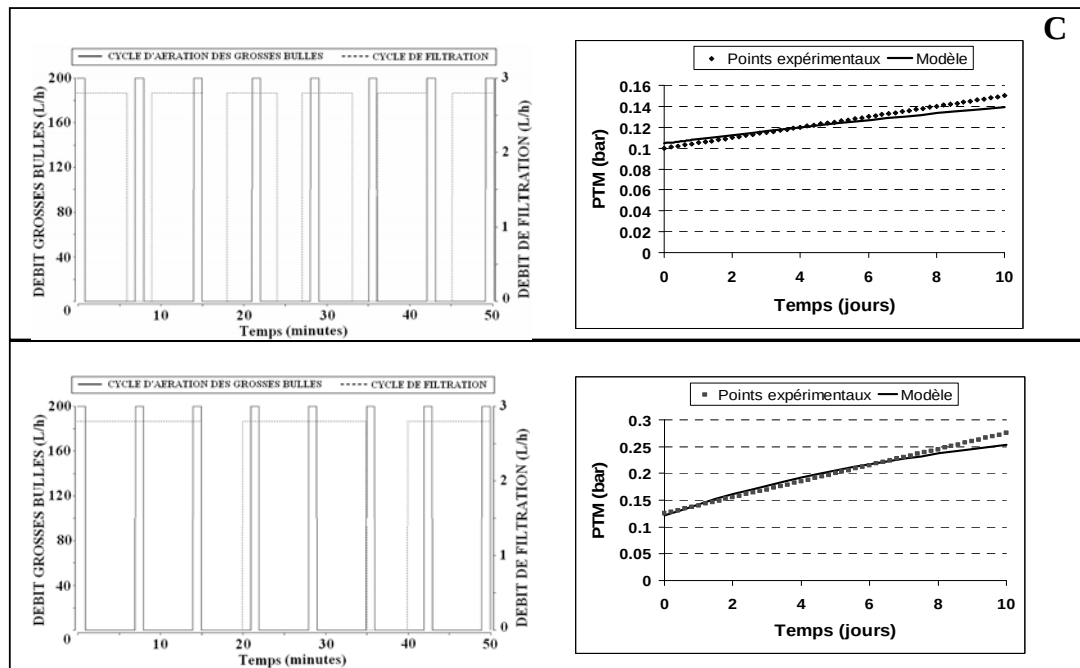


Figure 3. Exemples de la simulation du comportement de la dérive de la PTM en utilisant différentes conditions opératoires. [C: mode d'aération des grosses bulles (1 minute toutes les 6 minutes), mode de filtration (6 min de filtration-3 min de relaxation), $MES=8 \text{ g/L}$, $\alpha=2 \times 10^{14} \text{ m/kg}$] ; [D: mode d'aération des grosses bulles (1 minute toutes les 6 minutes), mode de filtration (15 min de filtration-5 min de relaxation), $MES=9 \text{ g/L}$, $\alpha=8 \times 10^{14} \text{ m/kg}$]

Les graphiques suggèrent aussi qu'il y a des relations entre les types de synchronisation utilisés et la vitesse de développement des processus de colmatage pendant la filtration. Mais, en l'état actuel d'avancement de ce travail, les expériences ont été principalement consacrées à vérifier le niveau de description obtenu avec l'utilisation du modèle. Par conséquent il faut poursuivre dans ce sens et prévoir des études qui permettent de clarifier les rapports qui sont établis entre ces variables.

Les modifications dans les cycles de filtration - relaxation, l'augmentation de la puissance de l'aération, les modifications aux cycles d'injection de grosses bulles et la simulation des expériences avec des valeurs différentes de MES et α , ont été fidèlement retranscrits par le modèle. On peut donc penser à extrapoler cette estimation à l'évolution du procédé du colmatage. Néanmoins il est recommandé de faire le calibrage des

paramètres du modèle dans les conditions particulières de chaque système, avec pour objectif de minimiser les erreurs de l'évaluation pendant la simulation.

4. Aspects nouveaux

L'hypothèse de la croissance de deux couches de gâteau a été utilisée et le modèle dynamique de (Li et Wang, 2006) a été modifié pour faciliter la simulation et l'étude de l'aération intermittente dans les systèmes BAMI. En particulier un outil a été développé qui permet l'étude et l'amélioration des modes d'aération des systèmes BAMI. On peut simuler aussi l'influence sur l'évolution du colmatage d'une aération plus puissante qui serait injectée suffisamment proche des membranes pour obtenir plus d'efficacité pour l'élimination du gâteau de filtration.

L'influence des cycles intermittents d'aération-filtration sur la déposition des MES, et sur l'évolution des résistances à la filtration a été simulée. Le modèle ainsi développé permet l'étude, le contrôle et l'optimisation de la filtration/aération des BAMI et permettra le développement d'un système d'aération plus efficace.

5. Conclusions

Le modèle développé permet de simuler le procédé de filtration dans les BAMI. Il considère l'influence, sur l'évolution du colmatage et l'augmentation de la pression transmembranaire, d'une aération supplémentaire synchrone injectée à la surface de la membrane, et sa synchronisation avec une filtration intermittente. Après la comparaison des expériences et des simulations, on peut conclure que le modèle décrit convenablement les résultats expérimentaux. La dérive de la PTM a été bien reproduite par la simulation. L'objectif principal consistant à vérifier le niveau de description obtenu par le modèle, utilisant différentes conditions opératoires, a été atteint avec succès. A ce stade de l'étude, on envisage de l'approfondir pour trouver les meilleures valeurs des variables opérationnelles, favorisant le fonctionnement du réacteur en périodes aussi longues que possibles. L'utilisation du modèle pourrait faciliter l'obtention de ces valeurs.

Références

- Chu, H.P., X.Y. Li, 2005. Membrane fouling in a membrane bioreactor (MBR): sludge cake formation and fouling characteristics. *Biotechnol. Bioeng.* 90, 323–331.
- Defrance, L., M.Y. Jaffrin, B. Gupta, P. Paullier, V. Geaugey, 2000. Contribution of various constituents of activated sludge to membrane bioreactor fouling. *Bioresour. Technol.* 73, 105–112.
- Gander, M., Jefferson B., Judd S., Aerobic, 2000. MBRs for domestic wastewater treatment: a review with cost considerations. *Separation Purification Technology* 18, 119–130.
- Germain, E., T. Stephenson, P. Pearce, 2005. Biomass characteristics and membrane aeration: toward a better understanding of membrane fouling in submerged membrane bioreactors (MBRs). *Biotechnol. Bioeng.* 90, 316–322.
- Lee, Y., J. Cho, Y. Sea, J. W. Lee, K.-H. Ahn, 2002. Modeling of submerged membrane bioreactor process for wastewater treatment. *Desalination* 146, 451–457.
- Li, X.Y., Y. Yuan, 2002. Collision frequencies of microbial aggregates with small particles by differential sedimentation. *Environ. Sci. Technol.* 36, 387–393.
- Li, X.Y., H.P. Chu, 2003. Membrane bioreactor for the drinking water treatment of polluted surface water supplies. *Water Res.* 37, 4781–4791.
- Li, X., Y., X.-M. Wang, 2006. Modelling of membrane fouling in a submerged membrane bioreactor. *J. Membr. Sci.* 278, 151–161.
- Liu, R., X. Huang, Y.F. Sun, Y. Qian, 2003. Hydrodynamic effect on sludge accumulation over membrane surfaces in a submerged membrane bioreactor. *Process Biochem.* 39, 157–163.
- Rosenberger, S., M. Kraume, 2003. Filterability of activated sludge in membrane bioreactors. *Desalination* 151, 195–200.
- Rushton, A., Ward, A.S., Holdich, R.G., 1996. *Solid-Liquid Filtration and Separation Technology*, VCH, Germany.
- Serra, T., B.E. Logan, 1999. Collision frequencies of fractal bacterial aggregates with small particles in a sheared fluid. *Environ. Sci. Technol.* 33, 2247–2251.
- Shane, R., Rion P. Merlob, Slawomir, W. Hermanowicz, Jenkins D., 2007. Influence of mixed liquor properties and aeration intensity on membrane fouling in a submerged membrane bioreactor at high mixed liquor suspended solids concentrations. *Water Research* 41, 947–958.

Van Kaam, R., 2005, Bioréacteur a membranes immergées pour le traitement d'eaux usées domestiques. Influence des conditions de Filtration et de l'hydrodynamique sur les performances du procédé, Thèse INP-Toulouse, Francia.

Remerciements

Les auteurs expriment leurs remerciements à la Communauté Européenne pour le support de cette étude dans le cadre du programme ALPHA II, à Olivier Lorain, représentant la société Polymem SA, (Toulouse, France), pour la fourniture libre du matériel, ainsi que la Communauté d'Agglomération du Grand Toulouse pour l'autorisation gracieuse à l'accès de la station de Brax (31, France)