



HAL
open science

Exploitation des mesures en ligne pour la maîtrise des capacités de filtration sur les bioréacteurs à membranes

F. Delrue, Alain Husson, Jacky Vedrenne, Y. Racault

► To cite this version:

F. Delrue, Alain Husson, Jacky Vedrenne, Y. Racault. Exploitation des mesures en ligne pour la maîtrise des capacités de filtration sur les bioréacteurs à membranes. 6ème conférence STIC & Environnement, Nov 2009, Calais, France. p. - p. hal-00468883

HAL Id: hal-00468883

<https://hal.science/hal-00468883>

Submitted on 31 Mar 2010

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.

Exploitation des mesures en ligne pour la maîtrise des capacités de filtration sur les bioréacteurs à membranes

Florian Delrue — Alain Husson — Jacky Vedrenne — Yvan Racault

*UR REBX, CEMAGREF
50 avenue de Verdun, F-33612 Cestas cedex
florian.delrue@cemagref.fr*

RÉSUMÉ. Les bioréacteurs à membranes sont des procédés en pleine expansion dans le domaine du traitement des eaux usées d'origine domestique. Leurs avantages sur les procédés conventionnels par boues activées sont nombreux (capacité épuratoire, compacité, flexibilité, etc...) et concernant leurs contraintes, la maîtrise des capacités de filtration reste le principal souci des exploitants. Deux installations réelles de bioréacteurs à membranes ont été suivies pendant plusieurs mois. Les moyennes journalières de la perméabilité membranaire et de la vitesse de colmatage ont été calculées sur le long terme à partir des mesures en ligne et ont permis d'analyser les caractéristiques de la filtration sur ces deux sites. Le choix du modèle pour l'exploitation des cycles de filtration qui a permis le calcul de la vitesse de colmatage est détaillé dans cet article. Appliquée aux deux installations suivies, cette méthode a montré un fort potentiel d'aide à la gestion des capacités de filtration dans les bioréacteurs à membranes.

ABSTRACT. Membrane bioreactors are rapidly growing processes in the treatment of domestic wastewater. Their advantages over the conventional activated sludge processes are numerous (treatment capacity, compacity, flexibility, ...) but fouling control is of great concern for the operators. In this study, two full-scale membrane bioreactors were monitored during several months. The daily average membrane permeability and fouling rate were calculated on a large period of time using the online measurements and allowed us the analysis of the filtration capacities of the two plants. The model choice for the filtration cycles investigation which allows the fouling rate calculation is detailed in this paper. Applied to the two monitored full-scale plants, this method shows a great potential to help in the fouling control strategy of the membrane bioreactors.

MOTS-CLÉS : bioréacteur à membranes, maîtrise des capacités de filtration, perméabilité membranaire, supervision

KEYWORDS: fouling control, membrane bioreactor, membrane permeability, SCADA system

1. Introduction

Les bioréacteurs à membranes (BAM) sont des procédés de traitement des eaux usées de plus en plus utilisés dans le domaine de l'épuration des effluents urbains. Ces systèmes présentent l'avantage d'être plus efficaces pour le traitement des polluants, plus compacts et plus flexibles que les procédés conventionnels par boues activées. Le clarificateur est remplacé par une membrane qui va jouer le rôle de séparateur entre les boues activées et les eaux traitées et permettre une rétention totale des matières en suspension et des bactéries. Néanmoins, la principale contrainte des bioréacteurs à membranes réside dans la gestion des capacités de filtration des membranes qui demande une attention particulière et une bonne connaissance du procédé de la part des exploitants. Des traitements préventifs permettent une conservation maximale des propriétés des membranes : rétrolavages, relaxations, aération décolmatante par grosses bulles et lavages chimiques préventifs. Lorsque la membrane est colmatée, les solutions curatives existantes (lavages chimiques acides ou à l'eau de Javel) rendent possible le retour à une perméabilité membranaire proche de celle d'une membrane neuve. La filtration dans un bioréacteur à membranes est régie par la loi de Darcy avec J le flux de filtration (en $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{s}$), PTM la pression transmembranaire (en Pa), μ la viscosité dynamique du perméat (assimilée à celle de l'eau, soit 10^{-3} Pa.s à 20°C) et R la résistance hydraulique de la membrane à la filtration (en m^{-1}) :

$$J = \frac{PTM}{\mu R} \quad [1]$$

Cependant, la viscosité μ dépend de la température et il existe des modèles d'évolution de ce paramètre avec la température T pour le ramener à une valeur standard à 20°C , par exemple, celui proposé par Rosenberger *et al.* (2006) :

$$PTM_{20} = \frac{PTM_T}{e^{-0.0239(T-20)}} \quad [2]$$

Dans les cas où la filtration s'effectue à des débits variables, la pression transmembranaire n'est plus un paramètre adéquat car elle est fonction du flux de filtration. C'est pourquoi le paramètre avec lequel les exploitants de ces installations contrôlent l'état de colmatage des membranes est la perméabilité membranaire L_p ($\text{m}^3/\text{m}^2.\text{s.Pa}$). Cette dernière est calculée en continu à l'aide des capteurs de pression transmembranaire, de température et les débitmètres du perméat :

$$L_p = \frac{J}{PTM} = \frac{1}{\mu R} \quad [3]$$

Cependant, l'analyse des effets directs des changements des conditions de la filtration (flux hydraulique, aération décolmatante, rétrolavages, etc...) sur les propriétés de la membrane n'est pas aisée avec cet unique paramètre. Ainsi, les

études sur le colmatage introduisent généralement d'autres grandeurs avec le souci d'estimer la manière dont la membrane se colmate à chaque instant. Par exemple, le paramètre utilisé par Wang *et al.* (2006) est basé sur une forme dérivée de la résistance hydraulique où R_0 est la résistance au lancement de la filtration et R_t la résistance après « t » minutes de filtration (en m^{-1}) :

$$\Delta R_t = \frac{R_t - R_0}{t} \quad [4]$$

Ce paramètre informe sur la vitesse moyenne de colmatage pendant la filtration mais ne peut être utilisé que sur des cycles longs de filtration (30 minutes ou plus). Afin de s'affranchir de ces limites, des dérivées instantanées par rapport au temps peuvent être utilisées. Ainsi, deux exemples récents de la littérature utilisent la dérivée de la PTM ($dPTM/dt$) : Wu *et al.* (2008) et Yigit *et al.* (2008) qui l'estime durant des tests de flux par paliers (selon Le Clech *et al.*, 2003).

Le but de ce travail a été de définir le modèle le plus adéquat pour représenter les profils de pression transmembranaire (ou perméabilité membranaire) acquis sur deux bioréacteurs à membranes de taille réelle, c'est-à-dire, la meilleure méthode de détermination de la vitesse de colmatage des membranes. Les suivis effectués sur les deux installations ont permis une connaissance exhaustive de leur fonctionnement et c'est dans ce contexte que les caractéristiques de la filtration ont été étudiées à travers les moyennes journalières de la perméabilité membranaire et de la vitesse de colmatage.

2. Matériels et méthodes

2.1. Présentation des sites d'étude

Deux installations de bioréacteurs à membranes (Guéthary et Grasse) ont fait l'objet de suivis permettant d'étudier l'évolution des caractéristiques de la filtration sur plusieurs mois consécutifs.

Le bioréacteur à membranes de Guéthary (Figure 1), situé sur la côte basque (Pyrénées-Atlantiques), est basé sur la technologie Biosep[®] (Veolia Water Systems). Des membranes à fibres creuses Zenon (ZeeWeed[®] 500c, taille des pores de 0.1 μm) sont immergées dans le bassin d'aération (1000 m^3) et elles représentent une surface totale de filtration de 3740 m^2 . La station a été dimensionnée pour un flux nominal de 2000 m^3/j (soit 10000 EH) et une zone d'anoxie de 400 m^3 est utilisée en été lors du pic de charge saisonnier.

Le bioréacteur à membranes de Grasse (Alpes-Maritimes) utilise la technologie Ultrafor[®] (Degremont) avec également des membranes Zenon (ZeeWeed[®] 500d, taille des pores de 0.1 μm). Les 8968 m^2 de membranes sont réparties entre quatre

bassins de 65 m³ chacun, appelés compartiments membranaires. La station possède deux bassins d'aération de 1000 m³ chacun (voir Figure 2) où du chlorure ferrique est ajouté afin d'effectuer le traitement physico-chimique du phosphore. L'installation a été dimensionnée pour traiter un flux nominal de 4000 m³/j (26000 EH) et, concernant l'azote, n'a de contraintes que sur l'ammoniaque.

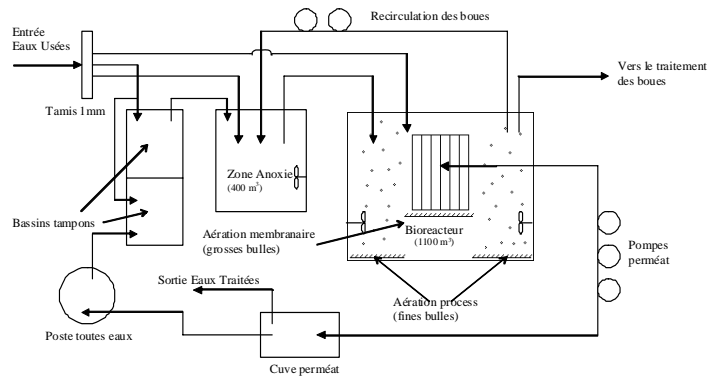


Figure 1. Schéma du bioréacteur à membranes de Guéthary

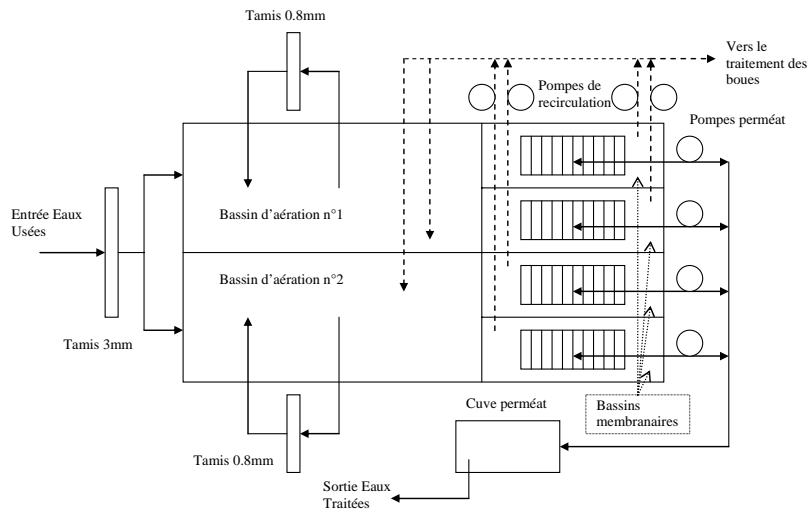


Figure 2. Schéma du bioréacteur à membranes de Grasse

2.2. Acquisition des données

Les systèmes d'acquisition des données installés par le Cemagref sur les stations de Guéthary et de Grasse diffèrent légèrement mais leur principe général est

similaire et s'inspire de suivis effectués précédemment sur installations réelles (Marquot *et al.*, 2006). Dans les deux cas, ils sont basés sur des automates Perax afin de s'assurer d'une certaine autonomie de la supervision en place sur la station et dans un souci de connaissance exhaustive du fonctionnement de celle-ci à chaque instant. Ainsi, dans le cas du bioréacteur à membranes de Guéthary, l'ensemble des données (capteurs de la station et ceux installés par le Cemagref, horodatage, marche/arrêt des pompes) est rapatrié sur un PC via une ligne RTC classique. Dans le cas de la station de Grasse, les données des capteurs du Cemagref sont récupérées par la station Perax puis envoyées par liaison GSM. Toutes les autres données (données de la supervision de la station) ont été envoyées par l'exploitant de la station sur support physique (CD/DVD). Elles ont chacune leurs avantages et inconvénients, ainsi celle de la station de Guéthary permet un suivi totalement indépendant tandis que celle du site de Grasse a nécessité beaucoup moins de temps pour son installation sur le site.

2.3. Principe de la filtration

Les deux installations se distinguent par le mode d'asservissement de la filtration : à la hauteur de liquide dans le bassin d'aération pour le bioréacteur de la station de Guéthary et au débit d'entrée des eaux usées pour la station de Grasse. Dans les deux cas toutefois, la filtration ne fonctionne pas de manière continue mais par série de cycles de filtration.

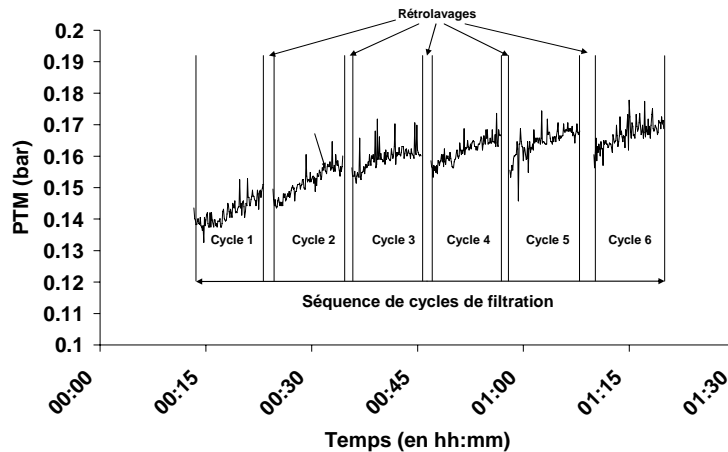


Figure 4. Exemple d'une série complète de filtration (BAM de Guéthary)

Un cycle de filtration comprend 10 minutes de filtration suivies de 75 secondes de rétrolavage pour le bioréacteur à membranes de Guéthary et 12 minutes de filtration suivies de 60 secondes de rétrolavage pour le bioréacteur à membranes de Grasse. Dans les deux cas, une série continue de cycles de filtration peut durer de

quelques minutes à plusieurs heures selon le débit entrant sur la station. Entre chaque cycle, il existe des périodes de relaxation de durée variable. La Figure 4 représente le profil de la valeur absolue de la pression transmembranaire (PTM) pour l'exemple d'une série de cycles sur la station de Guéthary.

2.4. Tri des données

2.4.1. Station de Guéthary

Les données de PTM recueillies sur la station de Guéthary du 15/05/06 au 01/09/06 ont un pas de temps de 6 secondes. Seules les PTM correspondant à une phase de filtration sont retenues. Ainsi, les valeurs supérieures à -120 mbar ou inférieures à -250 mbar ont été supprimées afin d'éliminer d'une part les valeurs de PTM de rétrolavage (valeurs positives) mais aussi les valeurs aberrantes dues à un défaut dans la mesure du capteur.

La sélection des données correspondant aux séries et aux cycles de filtration des données de PTM s'effectue via le critère d'écart de temps entre deux valeurs de PTM. Ainsi un écart de plus de 6 secondes correspond à un nouveau cycle (la valeur de 25 secondes a été préférée afin d'éviter tout problème de trous dans les données), et un écart de plus de 75 secondes correspond à la série suivante. Il est à noter que seuls les cycles d'une durée supérieure à 5 minutes ont été traités, ceci afin d'éviter une sous-évaluation de la vitesse de colmatage.

2.4.2. Station de Grasse

Les données sur la station de Grasse ont été directement récupérées sous la forme de perméabilités membranaires à un pas de temps d'une minute du 25/09/2006 au 20/09/2007. En effet, les flux J de filtration sont variables sur la station de Grasse (asservis au débit d'entrée des eaux usées) et la perméabilité membranaire L_p est un paramètre indépendant du flux de filtration.

Le tri des données est identique à celui appliqué sur la station de Guéthary.

2.5. Modélisation des séries/cycles de filtration

Cette partie concerne uniquement la station de Guéthary. En effet, les données étant les plus rapidement disponibles et les plus complètes sur celle-ci, les différentes modélisations y ont tout d'abord été testées. Les résultats ont ensuite été appliqués à la station de Grasse.

Les profils de PTM de la station de Guéthary ont été représentés par quatre modèles différents (Tableau 1) et chacun de ceux-ci a été appliqué aux cycles et aux séries de cycles de filtration. Le temps « t » des équations [5] à [8] est égal à 0 au début de chaque cycle ou série. La méthode classique de Pearson a été utilisée pour déterminer les paramètres de ces modèles. Ainsi, pour chaque cycle ou série et pour chaque modèle, un coefficient de corrélation R^2 a été estimé.

Le premier modèle (1) représente les dérives de PTM par une droite. Les coefficients k et A sont calculés par la méthode de Pearson.

La deuxième idée (2) fût de modéliser la chute de PTM par une fonction exponentielle de type $A \times e^{-k.t}$. Cependant, les valeurs de PTM étant négatives, il faut utiliser l'opposé, $-PTM$, qui a une courbure convexe. On obtient alors un terme positif dans l'exponentielle ($e^{k.t}$).

Le troisième modèle testé (3) utilise un logarithme et une régression linéaire par la méthode de Pearson permet le calcul des coefficients k et A .

Modèle	Equation	
(1) Droite linéaire	$PTM = k \times t + A$	[5]
(2) Exponentiel	$-PTM = A \times e^{k.t}$	[6]
(3) Logarithme népérien	$PTM = -k \times \ln(t) + A$	[7]
(4) Exponentiel avec décalage	$-PTM = -A \times e^{-k.t} + A + B$	[8]

Tableau 1. Présentations des quatre modèles pour la modélisation de l'évolution des PTM durant les cycles et les séries de cycles

L'équation (4) est basée sur une fonction exponentielle décroissante avec décalage comme le montre la Figure 5.

La difficulté pour ce dernier modèle réside dans la détermination de $(A+B)$, car A et k sont ensuite calculés par passage au logarithme et régression linéaire. Le terme $(A+B)$ correspond à la valeur minimale de la pression transmembranaire au cours d'une série ou d'un cycle, c'est-à-dire à la valeur vers laquelle la PTM tend (Figure 5). Quatre méthodes de détermination de cette quantité ont été testées, mais elles ne seront pas détaillées ici sachant qu'elles aboutissent au même résultat. La méthode choisie pour le calcul de cette valeur minimum utilise l'équation [5], la droite de modélisation de la dérive des PTM.

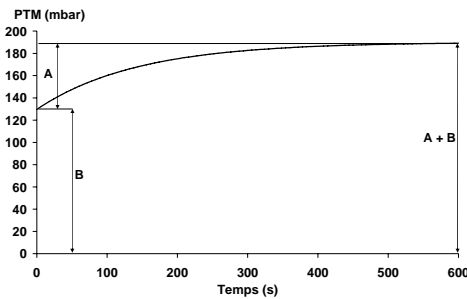


Figure 5. Principe de la modélisation des profils de PTM par l'équation $-PTM = -A \times e^{-k.t} + A + B$

3. Résultats et discussion

3.1. Méthode retenue

Les résultats des coefficients de corrélation calculés pour les quatre méthodes de modélisation des cycles et séries de filtration sont rassemblés dans le Tableau 2. Ils sont semblables pour tous les modèles testés. Toutefois, il apparaît clairement que les modélisations des séries de cycles fournissent des coefficients de corrélation bien moins bons que si les cycles sont modélisés un par un. Les coefficients de corrélation R^2 moyens ne sont pas très bons mais la moyenne est fortement impactée par quelques coefficients de corrélation très mauvais. En effet, une fois ceux-ci supprimés (en sélectionnant uniquement les coefficients de corrélation supérieurs à 0.2), les moyennes des coefficients de corrélation R^2 pour la simulation des cycles s'améliorent et sont alors comprises entre 0.65 et 0.68 selon les modèles.

Modèle	Cycle/Série	Coefficient de corrélation R^2 moyen
Linéaire	Cycle	0.51
	Série	0.40
Exponentiel	Cycle	0.51
	Série	0.39
Logarithme	Cycle	0.49
	Série	0.40
Exponentiel avec décalage	Cycle	0.54
	Série	0.45

Tableau 2. Coefficients de corrélation pour les quatre méthodes de régression testées, pour les cycles et les séries

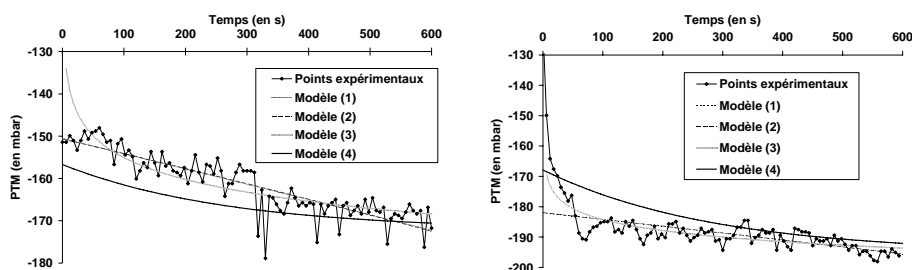


Figure 6. Exemples de modélisation de deux cycles par les quatre modèles

Les modèles ont également été comparés sur deux exemples de cycles. La Figure 6 reporte les résultats des quatre modèles et du profil expérimental des PTM. Sur le premier exemple, la modélisation linéaire et par une exponentielle sont confondues

et semblent être les plus adéquats. Par contre, pour le deuxième profil, c'est le modèle basé sur un logarithme qui semble le mieux simuler l'évolution des PTM. Le modèle linéaire et le modèle exponentiel sont de nouveau confondus.

Finalement, afin d'effectuer un choix entre toutes ces méthodes, les paramètres k de ces modèles ont été mis en relation avec certains paramètres de la filtration, les résultats sont rassemblés dans le Tableau 3.

Modèle	Cycle/ Série	Temps de relaxation moyen	Temps d'aération journalier	Temps de filtration journalier	Moyenne journalière perméabilité
Linéaire	Cycle	0.62	-0.77	-0.69	0.24
	Série	0.37	-0.43	-0.52	0.36
Exponentiel	Cycle	0.63	-0.74	-0.68	0.10
	Série	0.38	-0.38	-0.51	0.34
Logarithme	Cycle	-0.59	0.78	0.69	-0.24
	Série	-0.59	0.69	0.76	-0.21
Exponentiel avec décalage	Cycle	-0.13	-0.08	0.08	0.54
	Série	0.13	-0.28	-0.11	0.22

Tableau 3. Coefficients de corrélation r_p pour les droites de régression entre les paramètres k des modèles et quelques conditions de filtrations sur la station

Les meilleurs résultats sont obtenus pour la modélisation des profils de PTM cycle de filtration par cycle de filtration en utilisant une régression linéaire. C'est également la méthode la plus simple et elle permet de donner directement une dérivée par rapport au temps de la pression transmembranaire pour chaque cycle de filtration (le paramètre k).

Ces dérivées de pression transmembranaire peuvent ensuite être transposées en dérivées de résistance hydraulique R grâce à la loi de Darcy :

$$\frac{dR}{dt} = \frac{1}{\mu J} \times \frac{dPTM}{dt} \quad [9]$$

L'intérêt d'une telle transformation est d'obtenir un paramètre qui est indépendant du flux de filtration au contraire de la dérivée de la PTM. Finalement, c'est sous la forme de la dérivée de la résistance hydraulique que la vitesse de colmatage a été définie.

De la même manière que pour la perméabilité, ces vitesses de colmatage ont été moyennées sur 24h afin de pouvoir la mettre plus facilement en parallèle avec les autres paramètres du bioréacteur à membranes (conditions opératoires et propriétés physico-chimiques des boues).

3.2. Cas du bioréacteur à membranes de Grasse

Les résultats obtenus sur la station de Guéthary ont été appliqués à celle de Grasse directement sur les perméabilités membranaires. Ainsi, en effectuant une régression linéaire sur l'ensemble des cycles de filtration, on obtient des dérivées de la perméabilité membranaire pour chaque cycle. Puis, à l'aide de la loi de Darcy, on peut accéder à la vitesse de colmatage comme définie sur la station de Guéthary en utilisant :

$$\frac{dR}{dt} = -\frac{1}{\mu L_p^2} \times \frac{dL_p}{dt} \quad [10]$$

3.3. Analyse des profils de perméabilité membranaire et de vitesse de colmatage

3.3.1. Station de Guéthary

Dans cette étude, les caractéristiques de la filtration ont été exprimées par deux paramètres : la moyenne journalière de la perméabilité membranaire et la moyenne journalière de la vitesse de colmatage. La Figure 7 présente l'évolution de ces deux grandeurs pour la station de Guéthary durant l'été 2006. La moyenne journalière de la perméabilité décroît continuellement du 15 mai au 5 septembre 2006 avec une diminution moyenne égale à 0.17 LMH/bar par jour. Cette perte de perméabilité se fait de manière progressive jusqu'au début du mois d'août où l'évolution de celle-ci devient plus chaotique. D'une part, le capteur de pression transmembranaire a rencontré des problèmes de mesures et de plus, cette période correspond au pic de charge organique sur la station avec les weekends du 1^{er} et 15 août.

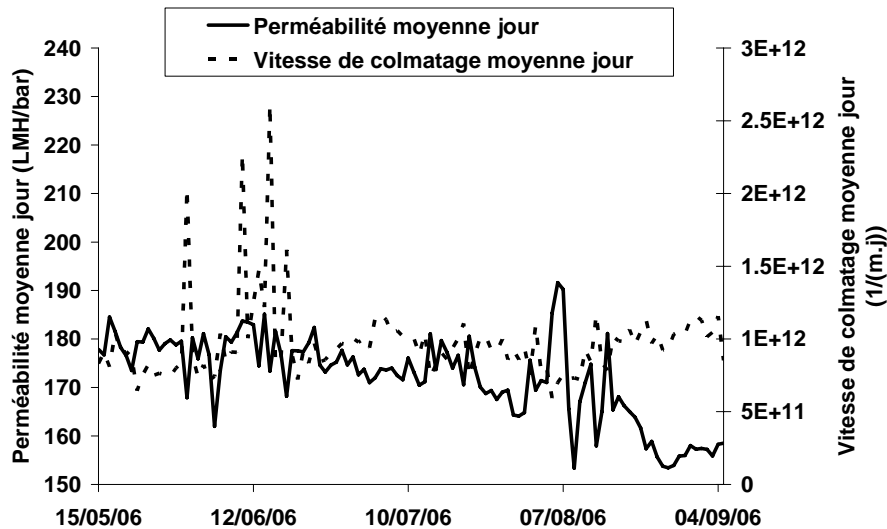


Figure 7. Evolution des moyennes journalières de la perméabilité et de la vitesse de colmatage de la station de Guéthary durant l'été 2006

Aucune modification significative de la gestion des membranes n'a été effectuée au cours de la période d'étude. Ainsi, à l'exception de trois pics, la vitesse moyenne journalière de colmatage reste relativement constante autour de 1.10^{12} 1/m.j même au cours du mois d'août.

3.3.2. Station de Grasse

La station de Grasse possède quatre compartiments membranaires avec mesures indépendantes de la pression transmembranaire pour chacun. Toutefois, les évolutions des caractéristiques de la filtration sont relativement similaires pour les quatre racks de membranes du fait de la rotation des cellules membranaires. C'est la raison pour laquelle les caractéristiques de la filtration ont été suivies uniquement sur le compartiment n°4 (le plus instrumenté).

Les évolutions des moyennes journalières de la perméabilité et de la vitesse de colmatage sont rapportées pour une année entière sur la Figure 8. Tout d'abord, les membranes ont été lavées chimiquement le 23 novembre 2006 puis à la même période (plus exactement le 27 novembre 2006), l'aération décolmatante a été réduite, passant de 0.27 à 0.18 Nm³/h.m². Ainsi, on observe sur la Figure 8, une augmentation rapide de la vitesse de colmatage (jusque 5.10^{11} 1/m.j) pour quelques jours avant de se stabiliser autour de 2.10^{11} 1/m.j. Le lavage chimique a éliminé le colmatage organique et inorganique et ainsi, a augmenté le potentiel des membranes à se colmater. En effet, l'expulsion des particules adsorbées sur les membranes par le lavage chimique conduit à augmenter les espaces disponibles pour le dépôt de nouveaux composés colmatants. Par conséquent, la vitesse de colmatage est augmentée (étape du colmatage initial) jusqu'à l'atteinte d'un régime permanent. La vitesse de colmatage et la perméabilité demeurent stables pour un mois environ (jusqu'au début de l'année 2007) et ensuite, les capacités de filtration se dégradent progressivement (hausse de la vitesse de colmatage et diminution de la perméabilité). La diminution d'un tiers de l'intensité de l'aération par grosses bulles le 27 novembre 2006 doit vraisemblablement avoir une influence sur cette baisse des capacités de filtration car les matières colmatantes se déposent plus vite du fait d'un taux de cisaillement moins importants.

La perte de perméabilité se poursuit pendant toute la période entre le nettoyage chimique de la membrane le 27/11/06 et l'augmentation de l'intensité de l'aération par grosses bulles le 20/04/07. Cette diminution est de 0.36 LMH/bar en moyenne ce qui est deux fois plus rapide que celle observée sur le bioréacteur à membranes de Guéthary sur les quatre mois de l'été 2006. Au cours de cette baisse de la perméabilité, la vitesse moyenne de colmatage commence par augmenter puis elle diminue légèrement. Cette baisse simultanée avec celle de la perméabilité peut une nouvelle fois s'expliquer par le potentiel de la membrane à se colmater. La diminution de la perméabilité est la conséquence de l'adsorption de particules sur la membrane et le développement du biofilm. Toutefois, plus la membrane est colmatée et plus le nombre d'espaces sur la membrane (ainsi que de pores) disponibles pour l'adsorption de nouvelles particules se restreint. La répercussion de

ce phénomène sur la vitesse moyenne de colmatage doit vraisemblablement se traduire par une diminution de cette dernière.

Le 20 avril 2007, l'aération décolmatante a été augmentée à $0.22 \text{ Nm}^3/\text{h.m}^2$ stoppant la diminution de la perméabilité pour quelque temps. Le 16 mai, le bassin d'aération n°1 a été arrêté et le 23 mai l'aération membranaire est passée de 0.22 à $0.27 \text{ Nm}^3/\text{h.m}^2$. Pendant la période de fonctionnement à une seule file, la perméabilité moyenne journalière connaît une nouvelle baisse qui se termine à la fin du mois de juin. Du 23 juin au 4 juillet 2007, l'extraction des boues a été stoppée afin d'augmenter la concentration en MES des boues avant le remplissage du bassin d'aération n°1 stoppé jusque là. La hausse de la concentration en MES se fait simultanément avec celle de la perméabilité. Cette dernière se poursuit après la remise en route de la file n°1 (le 4 juillet 2007) jusqu'à la fin du mois d'août malgré la diminution du débit d'aération des membranes le 18/07/2007 (de 0.27 à $0.22 \text{ Nm}^3/\text{h.m}^2$). Cette baisse se répercute néanmoins sur la vitesse de colmatage moyenne car celle-ci est proche de 4.10^{11} l/m.j pendant environ deux semaines.

Ces deux moyennes journalières (de la perméabilité membranaire et de la vitesse de colmatage) ont permis l'observation de l'impact des changements de débits d'air sur les propriétés de la filtration de la membrane.

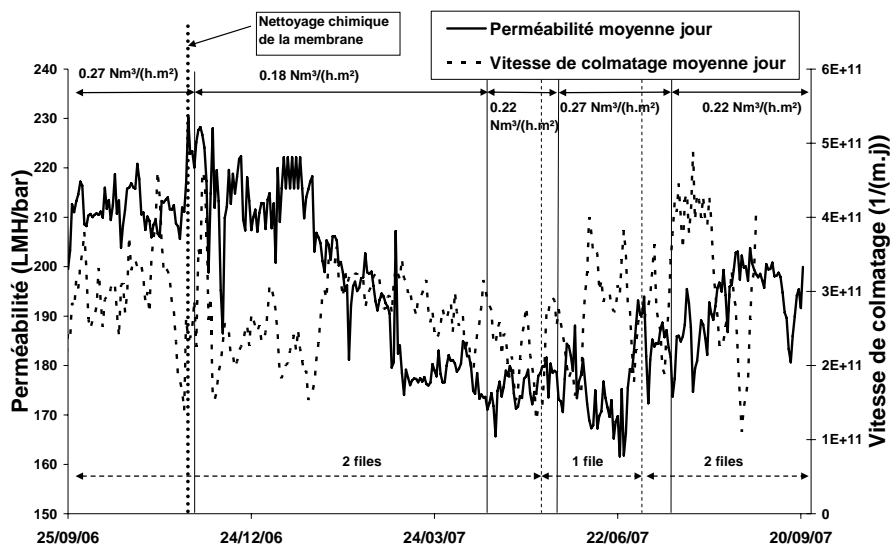


Figure 8. Evolution des moyennes journalières de la perméabilité et de la vitesse de colmatage de la station de Grasse

3.3. Comparaison des vitesses de colmatage

Les deux articles précédemment cités (Wu *et al.*, 2008 et Yigit *et al.*, 2008) présentent des valeurs de vitesses de colmatage bien plus élevées (entre 5.10^{11} et

10^{14} 1/m.j) mais ces résultats ont été obtenus sur installations pilotes et pour Yigit *et al.* (2008), une vitesse de colmatage instantanée estimée en début de filtration (donc plus importante).

Les vitesses de colmatage sont supérieures pour la station de Guéthary à 10^{12} 1/m.j contre 3.10^{11} 1/m.j en moyenne pour le bioréacteur à membranes de Grasse. Ces différences peuvent avoir deux origines. Tout d'abord, le mode de calcul des vitesses de colmatage implique que plus la durée du cycle de filtration est longue et plus la pente de la droite de régression sera faible. Les cycles sur les stations de Guéthary et Grasse diffèrent justement par leur durée (10 et 13 minutes respectivement) ce qui pourrait expliquer les plus faibles vitesses observées sur la station de Grasse. Par ailleurs, l'ajout de chlorure de fer (ajouté dans les bassins d'aération de la station de Grasse) aurait des propriétés anti-colmatantes comme l'ont montré Koseoglu *et al.* (2008).

3.4. Intérêt de la moyenne journalière de la vitesse de colmatage

Le paramètre « vitesse de colmatage » défini comme la dérivée par rapport au temps de la résistance hydraulique de la membrane pourrait facilement être calculée sur installations réels à l'aide d'un petit programme qui serait directement implanté dans l'automate. La moyenne journalière de ce paramètre présente l'avantage d'être une donnée instantanée du colmatage et non intégrée comme peut l'être la perméabilité membranaire. Ainsi, dans le cas de la station de Guéthary, le gain d'information est faible car les conditions opératoires ont peu varié et donc les variations de la vitesse de colmatage (tout comme celles de la perméabilité membranaire) ont été faibles. Par contre, sur le bioréacteur à membranes de Grasse où les paramètres de fonctionnement ont été modifiés, les changements de débit d'aération décolmatante se répercutent directement sur la vitesse de colmatage alors que les impacts sur la perméabilité membranaire sont plus longs. A terme, on peut envisager une prévision des chutes ou regains de perméabilité membranaire à l'aide de l'étude des moyennes journalières de la vitesse de colmatage et donc l'estimation de l'impact des changements d'opération sur la station. Ce paramètre semble très prometteur pour aider les exploitants à optimiser la gestion de leurs installations afin de minimiser l'impact des changements opératoires sur les capacités de filtration des membranes en complément de la moyenne journalière de la perméabilité.

4. Conclusion

La vitesse de colmatage, définie comme la dérivée par rapport au temps de caractéristiques de la filtration, a été estimée en continu sur deux installations réelles. Pour son calcul, le choix de la dérivée simple des résistances hydrauliques pour un cycle de filtration a été effectué après comparaison avec quatre méthodes testées sur les cycles et sur les séries de cycles de filtration. La moyenne journalière de la vitesse de colmatage a permis l'obtention d'informations complémentaires pour la maîtrise des capacités de la filtration sur installations réelles de bioréacteurs à membranes. Les résultats sur les deux installations suivies montrent un potentiel

certain pour le diagnostic du colmatage des membranes lorsque les conditions de filtration varient sans toutefois supplanter le paramètre fondamental, la perméabilité membranaire. Ils doivent donc être utilisés en parallèle pour une meilleure connaissance de l'état des membranes.

L'implantation d'un programme dans la supervision calculant ces dérivées de résistance hydraulique des membranes est tout à fait réalisable avec les automates actuels et elle permettrait de fournir une donnée supplémentaire aux exploitants de bioréacteurs à membranes concernant la gestion des capacités de filtration. La vitesse de colmatage exprimée ainsi pourrait même permettre, à terme, de prévoir les évolutions de la perméabilité membranaire et d'estimer l'impact de changement des conditions de filtration sur le colmatage.

Remerciements

Les auteurs souhaitent remercier les exploitants et les constructeurs des BAM de Guéthary et Grasse Roumigières : respectivement la Lyonnaise des Eaux, Veolia Water Systems et Degrémont et pour leur contribution à cette étude.

5. Bibliographie

- Koseoglu, H., Yigit, N. O., Iversen, V., Drews, A., Kitis, M., Lesjean, B., Kraume, M., « Effects of several different flux enhancing chemicals on filterability and fouling reduction of membrane bioreactor (MBR) mixed liquors », *Journal of Membrane Science*, vol. 320, n° 1-2, 2008, p. 57-64.
- Le Clech P., Jefferson B., Chang I. S. and Judd S. J., « Critical flux determination by the flux-step method in a submerged membrane bioreactor », *Journal of Membrane Science*, vol. 227, n° 1-2, 2003, p. 81-93.
- Marquot, A., Vedrenne, J., Racault, Y., « Intérêt de la télétransmission de données pour la modélisation du traitement des eaux usées », *Actes de la 4ième conférence STIC et Environnement*, Narbonne, 5-7 avril 2006.
- Rosenberger S., Laabs C., Lesjean B., Gnirss R., Amy G., Jekel M. and Schrotter J. C., « Impact of colloidal and soluble organic material on membrane performance in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment », *Water Research*, vol. 40, n° 4, 2006, p. 710-720.
- Wang X.-M., Li X.-Y. and Huang X., « Membrane fouling in a submerged membrane bioreactor (SMBR): Characterisation of the sludge cake and its high filtration resistance », *Separation and Purification Technology*, vol. 52, n° 3, 2007, p. 439-445.
- Wu J., Le-Clech P., Stuetz R. M., Fane A. G. and Chen V., « Effects of relaxation and backwashing conditions on fouling in membrane bioreactor ». *Journal of Membrane Science*, vol. 324, n° 1-2, 2008, p. 26-32.
- Yigit N. O., Harman I., Civelekoglu G., Koseoglu H., Cicek N. and Kitis M., « Membrane fouling in a pilot-scale submerged membrane bioreactor operated under various conditions », *Desalination*, vol. 231, n° 1-3, 2008, p. 124-132.