UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

FILTRATION MEMBRANAIRE AVEC HAUTE CONCENTRATION DE CHARBON ACTIF EN POUDRE POUR LE TRAITEMENT DES EAUX DE SURFACE

SIMON LÉVEILLÉ

DÉPARTEMENT DES GÉNIES CIVIL, GÉOLOGIQUE ET DES MINES

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION

DU DIPLÔME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES

(GÉNIE CIVIL)

MAI 2011

© Simon Léveillé, 2011.

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé:

FILTRATION MEMBRANAIRE AVEC HAUTE CONCENTRATION DE CHARBON ACTIF EN POUDRE POUR LE TRAITEMENT DES EAUX DE SURFACE

Présenté par : LÉVEILLÉ Simon

en vue de l'obtention du diplôme de : Maîtrise ès sciences appliquées

a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de :

M. COMEAU Yves, Ph.D., président

M. BARBEAU Benoit, Ph.D., membre et directeur de recherche

M. GADBOIS Alain, M.Sc.A., membre

DÉDICACE

Je dédie ce mémoire à ma famille et à tous mes amis.

Notre esprit est de 3 catégories : ce que nous savons, ce que nous ne savons pas, et ce que nous ne savons pas que nous ne savons pas. Ne pas savoir est fâcheux ; ne pas savoir que nous ne savons pas est tragique. – W. Erhard

La liberté n'est pas un choix entre deux actions; c'est une attitude de tout l'être par laquelle il se choisit lui même. – Louis Lavelle

REMERCIEMENTS

Ce mémoire de maîtrise s'inscrit dans un grand projet d'équipe dans lequel tant de gens ont participé. Je tiens à remercier Mireille Blais et Yves Fontaine qui m'ont supporté et ont fait tant de travail sur le projet. Également, je remercie Jacinthe Mailly, Julie Philibert, Marcellin Fotsing et Mélanie Rivard.

Je remercie Kamen Raev, Manon Brouillon et Lamine Diop qui m'ont tous aidé à certains égards au laboratoire.

Je remercie aussi Edith Laflamme et Annie Carrière qui ont tous deux mis beaucoup d'efforts à différents endroits sur le projet.

Le projet ayant débuté il y a maintenant longtemps, je remercie aussi trois personnes qui m'ont indirectement beaucoup aidé, Sébastien Charest, Ara Markarian et Romain Broséus.

Finalement je remercie beaucoup mes amis qui m'ont supporté et parfois aidé, Amélie Lefebvre, Noam Geismar, Amélie Reygrobellet, Céline Stoquart, Anne-Sophie Madoux-Humery, Carl Graham, Alexane Satgé, Félix Plourde-Lescelleur, Isabelle Papineau, Armelle Tisserand, François Desjardins, Évelyne Doré, Clément Carter, Élise Deshommes et Arash Zamyadi.

RÉSUMÉ

Les membranes basse-pression sont désormais une alternative intéressante et éprouvée pour le traitement de l'eau potable. Ces dernières sont particulièrement efficaces pour le traitement de la pollution particulaire et microbiologique. Cependant, elles sont peu performantes pour l'élimination de la pollution dissoute. Afin de pallier cette faiblesse, du charbon actif en poudre (CAP) peut être ajouté directement dans le bassin dans lequel des membranes en fibres creuses sont installées. Ce travail se concentre sur l'étude d'un tel procédé dans lequel le CAP agit en mode biologique, dénommé bioréacteur membranaire à haute concentration de charbon actif en poudre (BRM-HCCAP). La performance de traitement (COT, COD, CODB, NH_4^+, UV_{254}, THM AHA) et les impacts sur l'opération (pression transmembranaire, lavages chimiques) ont été étudiés à l'échelle pilote et comparés à un bioréacteur membranaire (BRM) sans CAP ainsi qu'à un filtre biologique à charbon actif en grain.

Le BRM-HCCAP a été étudié à un temps de rétention hydraulique de 79 minutes pour une concentration de CAP biologique de 10 g/L durant 300 jours. En température chaude, le BRM-HCCAP tout comme le BRM a permis l'abattement complet du NH_4^+. Le CAP à haute concentration a permis d'accélérer le développement de la biomasse nitrifiante et de prolonger la nitrification lors du refroidissement de la température bien plus longtemps que ne le permet un BRM sans CAP. À température froide, à 5 ^oC, le BRM-HCCAP n'a toutefois pas été en mesure de traiter le NH_4^+.

Le BRM-HCCAP a été étudié à un âge de CAP stable de 30 jours (*carbon usage rate* (CUR) = 16,1 mg/L), un âge de CAP stable de 60 jours (CUR = 8,1 mg/L) et un âge de CAP sans ajout/purge de plus de 200 jours (CUR < 2,4 mg/L). Globalement, la performance de traitement du BRM-HCCAP d'un âge de 30 ou de 60 jours était équivalente à la performance obtenue du filtre biologique. La qualité de l'eau obtenue à un âge de CAP de plus de 200 jours est inférieure, ce qui semble justifier l'utilisation d'un CAP à âge contrôlé. À un âge de CAP de 30 jours, la réduction moyenne des THM-CFU et de AHA-CFU est de respectivement 15% et de 65%. Cette réduction est équivalente à celle obtenue par le filtre biologique (23% et 50% respectivement) et nettement supérieure à la réduction obtenue dans un BRM (- 27% et 35% respectivement). Les réductions du COD et du CODB atteignent respectivement 32% et 60% lorsqu'il y a inter-ozonation en plein été (environ 25 ^oC). À température modérée (environ 15 ^oC), à un âge de 60

jours sans inter-ozonation, la réduction du COD et du CODB diminue à respectivement 22% et 33%.

La présence du CAP dans un BRM a entraîné un colmatage beaucoup plus rapide par rapport au bioréacteur sans CAP. Le CAP biologique entraîne également une résistance supplémentaire à la filtration proportionnelle au flux, de l'ordre de 0,4 psi à 25 LMH. Le flux d'opération retenu de 25 LMH semble être plus élevé que le flux optimal d'opération, car l'opération à 25 LMH entraînait la nécessité d'un lavage chimique à tous les trois mois. Le lavage chimique était précédé d'un lavage physique permettant de déloger le gâteau de CAP accumulé entre les membranes. Ce lavage physique à lui seul permettait un faible recouvrement de perméabilité de moins de 1 psi. L'inter-ozonation est une stratégie efficace pour mitiger le colmatage, qui semble diminuer sa progression d'un facteur approximatif de 2,4. L'apport d'une dose de CAP frais sur une base quotidienne permet également de ralentir la progression du colmatage par rapport à un CAP biologique d'âge équivalent sans ajout ni purge.

En résumé, Le BRM-HCCAP a démontré la bonne qualité de son effluent. Toutefois, davantage de stratégies doivent être développées pour mitiger le colmatage, tel que l'optimisation des cycles de filtration, l'utilisation de différents matériaux membranaires combinés avec des types de CAP différents et l'utilisation de différents prétraitements de l'eau. Il en demeure que le procédé est une alternative de traitement intéressante par rapport au filtre biologique sur charbon actif en grain.

ABSTRACT

Low-pressure membranes are now an interesting and proven alternative for water treatment. Those are particularly efficient for particulate pollution removal including parasites removal. However, they are poorly efficient at removing dissolved contaminants. In order to overcome this weakness, powder activated carbon (PAC) can be added directly into the basin in which hollow-fiber membranes are installed. This work focus on the study of such a process in which PAC acts under biological mode. The process is referred as a high concentration powder activated carbon membrane bioreactor (HCCAP-MBR). The process performance concerning water quality (TOC, DOC, BDOC, NH_4^+, UV_{254}, THM, HAA) and impacts on operation (transmembrane pressure, chemical cleanings) were investigated at a pilot scale and compared to a membrane bioreactor without PAC (MBR) as well as to a biological granular activated carbon filter.

The HCCAP-MBR was studied at an hydraulic retention time of 79 minutes using a PAC concentration of 10 g/L for 300 days. In warm water, the HCCAP-MBR as the MBR allowed full nitrification. High concentration PAC has accelerated the development of nitrifying biomass and extended nitrification during cool water conditions, much longer than it was possible without PAC. However, in cold water, at 5 ^{o}C, the HCCAP-MBR was unable to remove the NH_4^+.

The HCCAP-MBR was studied at a stable PAC age of 30 days (carbon usage rate (CUR) = 16.1 mg/L), a stable PAC age of 60 days (CUR = 8.1 mg/L) and at an aging PAC (without addition or purge) of over 200 days (CUR < 2.4 mg/L). Overall, the treatment performance of HCCAP-MBR at an age of 30 days or 60 days was equivalent to the performance obtained by the biological GAC filter. Water quality obtained at a PAC age over 200 days is lower, which seems to justify usage of PAC at a controlled age. At a PAC age of 30 days, the average reduction of THM-UFC and HAA-UFC is respectively 15% and 65%. This reduction is equivalent to that obtained by the biological filter (23% and 50% respectively) and significantly higher than the reduction achieved by the MBR without PAC (-27% and 35% respectively). DOC and BDOC reductions reach respectively 32% and 60% under inter-ozonation condition during the summer (about 25 ^{o}C). Under moderate temperature condition (about 15 ^{o}C) at a PAC age of 60 days, DOC and BDOC reduction decreased to 22% and 33% respectively.

High concentration PAC in a MBR led to a much faster fouling as compared to the MBR without PAC. Biological PAC also caused a higher filtration resistance proportional to the flux which

accounted for 0.4 psi at 25 LMH. The selected operational flux of 25 LMH seemed to be higher than the optimal flux and resulted in the need of a chemical cleaning each three months. The chemical cleaning was preceded by a physical cleaning which allows the removal of the PAC cake layer. This physical cleaning alone allows a low flux recovery, which accounted for less than 1 psi. inter-ozonation proved to be an efficient strategy to mitigate fouling, which appeared to lower its progression by an approximate factor of 2.4. Addition of fresh PAC on a daily basis also helps to reduce fouling compared to a biological PAC of the same age without addition or purge.

In summary, the HCCAP-MBR has demonstrated the quality of its effluent. However, further strategies must be developed in order to mitigate fouling, such as filtration cycle optimization, usage of specific membrane materials combined with specific PAC types and usage of specific water pretreatments. It remains that the process could be an interesting alternative to the biological GAC filters.

TABLE DES MATIÈRES

DÉDICACE III

REMERCIEMENTS IV

RÉSUMÉ V

ABSTRACT VII

TABLE DES MATIÈRES IX

LISTE DES TABLEAUX XII

LISTE DES FIGURES XIII

LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS XV

INTRODUCTION 1

CHAPITRE 1 REVUE DE LITTÉRATURE 4

1.1 Présentation du procédé 4

1.2 Colmatage des membranes 9

1.2.1 Impact de l'aération 10

1.2.2 Impact du cycle de filtration 10

1.2.3 Impact du flux membranaire 11

1.2.4 Impact de la concentration et de l'âge du CAP 12

1.2.5 Lavages chimiques et lavages physiques 14

1.3 Performances du procédé en termes de la qualité de l'eau traitée 15

1.3.1 Influence de la concentration et de l'âge du CAP sur la qualité de l'eau traitée 18

1.3.2 Influence de l'ozonation sur la qualité de l'eau traitée 18

1.3.3 Impacts de l'opération en eaux froides 19

1.3.4 Influence du temps de contact sur la qualité de l'eau 20

CHAPITRE 2 OBJECTIFS ET HYPOTHÈSES DE RECHERCHE. 21

2.1 Mise en contexte 21

2.2 Objectifs de recherche 21

2.3 Hypothèses de recherche 22

CHAPITRE 3 MATÉRIEL ET MÉTHODES 24

3.1 Procédé pilote 24

3.1.1 Caractéristiques des bioréacteurs 25

3.1.2 Conditions d'opération des bioréacteurs 28

3.1.3 Lavages chimiques et lavages physiques 32

3.2 Procédé de l'usine de filtration de Sainte-Rose 34

3.3 Méthodes expérimentales 34

3.3.1 Tests de flux critique 36

CHAPITRE 4 RÉSULTATS DES CONDITIONS OPÉRATIONNELLES 38

4.1 Répartition et caractéristiques du CAP et de la boue dans les bioréacteurs 38

4.1.1 Concentration du CAP dans les réacteurs 38

4.1.2 Formation du gâteau de CAP 39

4.1.3 Décantation et granulométrie du CAP 40

4.1.4 Évolution de la composition du CAP 41

4.2 Colmatage des membranes 43

4.2.1 Impact du flux 45

4.2.2 Impact du CAP et de l'âge du CAP 47

4.2.3 Impact de l'ozonation 51

4.3 Lavage des membranes 52

4.3.1 Lavage physique 52

4.3.2 Lavage chimique 52

4.4 Intégrité des membranes 56

4.4.1 Test d'intégrité 56

4.4.2 Événement de perte d'intégrité 58

4.5 Synthèse des résultats d'opération 59

CHAPITRE 5 ÉVALUATION DE LA QUALITÉ DE L'EAU TRAITÉE PRODUITE PAR LE PROCÉDÉ OPALINE-B 61

5.1 Caractérisation de l'affluent 61

5.2 Abattement de la turbidité 62

5.3 Abattement de l'azote ammoniacal 64

5.3.1 Impact de la température sur l'abattement d'azote ammoniacal 69
5.4 Élimination de la matière organique naturelle 72
5.4.1 Carbone organique dissous et carbone organique total 72
5.4.2 Élimination du carbone organique dissous biodégradable 76
5.4.3 Carbone organique réfractaire 80
5.5 Réduction de l'absorbance UV 85
5.5.1 Analyses par chromatographie par exclusion de taille (HPLC-SEC-UV) 86
5.6 Demande en chlore 88
5.7 Sous-produits de désinfection du chlore 90
5.7.1 Enlèvement des précurseurs de THM 90
5.7.2 Enlèvement des précurseurs d'AHA 94
5.8 Capacité d'adsorption du CAP sans les membranes 96
5.9 Impacts de la présence d'ozone résiduel dans l'affluent du BRM-HCCAP 98
5.10 Sommaire des impacts de la présence et de l'âge du CAP dans un BRM 101
5.11 Sommaire de la qualité de l'eau traitée 103

CHAPITRE 6 SYNTHÈSE DES RÉSULTATS 105

6.1 Synthèse des résultats concernant la qualité de l'eau 105
6.2 Synthèse des résultats concernant l'opération 106

CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS 108

RÉFÉRENCES 110

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 3-1 Caractéristiques des membranes 26

Tableau 3-2 Caractéristiques des bioréacteurs 26

Tableau 3-3 Caractéristiques du charbon actif en poudre 26

Tableau 3-4 Paramètres d'opération pour les deux bioréacteurs durant la phase I et la phase II .. 29

Tableau 3-5 Description du cycle de filtration 31

Tableau 3-6 Procédure de lavage chimique 32

Tableau 3-7 Appareils de mesure en continue automatisés au pilote 35

Tableau 3-8 Méthodes analytiques en laboratoire 35

Tableau 4-1 Identification des évènements concernant l'évolution de la PTM de la figure 4-3 .. 44

Tableau 4-2 Impact du CAP biologique à environ 10 g/L sur la PTM requise à la filtration 50

Tableau 4-3 Recouvrement de la PTM et de la perméabilité suite aux lavages chimiques 53

Tableau 4-4 COD et métaux dans les solutions de lavage chimique 55

Tableau 5-1 Caractéristiques de l'eau brute (rivière des Mille-Îles) 61

Tableau 5-2 Caractéristiques de l'eau décantée affluente aux bioréacteurs 62

Tableau 5-3 Caractéristiques de l'eau décantée ozonée affluente aux bioréacteurs 62

Tableau 5-4 Cinétique de nitrification et données d'abattement d'azote ammoniacal du modèle 71

Tableau 5-5 Paramètre d'adsorption du CAP utilisant l'équation de Freundlich 97

Tableau 5-6 Impact d'un résiduel d'ozone dans un BRM-HCCAP 99

Tableau 5-7 Impact de l'âge, de l'inter-ozonation et du CAP dans un BRM sur l'enlèvement de contaminant 101

LISTE DES FIGURES

Figure 1-1 Configuration du procédé BRM-HCCAP 5

Figure 1-2 Taux d'utilisation du charbon (CUR) pour différents âges de charbon actif en poudre 8

Figure 3-1 Schéma d'écoulement du procédé pilote 24

Figure 3-2 Bioréacteur membranaire vide et son remplissage avec 10g/L de CAP 27

Figure 3-3 Contacteur d'ozone et ozoneur 27

Figure 3-4 gauche: système d'aération périphérique droite: Système d'aération intégré à la base des modules membranaires 28

Figure 3-5 Âge de la boue pour le bioréacteur avec CAP et le bioréacteur sans CAP 31

Figure 3-6 Doses d'ozone appliquées à l'eau décantée et résiduel à la sortie du contacteur pour la durée de l'étude 32

Figure 3-7 Bassin et boyau pressurisé utilisés pour le lavage physique. Les amas de CAP ainsi que les deux premières sections sont nettoyés 33

Figure 3-8 Flux lors des tests de flux critique. 37

Figure 4-1 Concentration de MES dans les bioréacteurs 38

Figure 4-2 Composition du Charbon Actif en Poudre âgé de 0 jours et de 240 jours 42

Figure 4-3 Évolution de la pression transmembranaire au fil des jours d'opération 44

Figure 4-4 Évolution de la PTM et taux de colmatage selon les conditions d'opération 46

Figure 4-5 Impact du CAP sur la PTM requise à la filtration 50

Figure 4-6 Pression transmembranaire requise selon le flux suite aux lavages chimiques 53

Figure 4-7 Colmatage chimiquement irréversible 54

Figure 4-8 Test d'intégrité sur les membranes des bioréacteurs avec et sans CAP 57

Figure 5-1 Turbidité à l'effluent des bioréacteurs 63

Figure 5-2 Abattement de l'azote ammoniacal durant la phase I (Vieux CAP) 64

Figure 5-3 Abattement de l'azote ammoniacal durant la phase II (Nouveau CAP) 65

Figure 5-4 Cinétique d'abattement de l'azote ammoniacal en fonction de la température pour un temps de contact fixe (usine : 18 min; bioréacteur : 79 min) 71

Figure 5-5 Pourcentage d'abattement du COD par rapport à l'affluent 73

Figure 5-6 Concentration en COD durant la phase I 74

Figure 5-7 Concentration en COD durant la phase II 75

Figure 5-8 Concentration en COT pour les bioréacteurs et leur affluent 76

Figure 5-9 Concentration en CODB durant la phase I 77

Figure 5-10 Concentration en CODB durant la phase II 78

Figure 5-11 Abattement du CODB par rapport à l'eau décanté 79

Figure 5-12 Abattement du carbone organique réfractaire par rapport à l'affluent 80

Figure 5-13 Réduction du CODB dans le BRM-HCCAP par adsorption et par voie biologique . 82

Figure 5-14 Réduction du CODB dans le BRM par adsorption et par voie biologique 83

Figure 5-15 Réduction du CODB par l'usine par adsorption et par voie biologique 83

Figure 5-16 Absorbance UV (cm^{-1}) des trois procédés et de leurs affluents 85

Figure 5-17 Absorbance UV (cm^{-1}) par poids moléculaire 87

Figure 5-18 Demande en chlore pour les trois procédés et leurs affluents 88

Figure 5-19 Demande en chlore excluant l'impact de l'azote ammoniacal 89

Figure 5-20 Concentration de THM des trois procédés et de leurs affluents 90

Figure 5-21 Abattement des THM-UFC selon l'âge du CAP pour le BRM-HCCAP 93

5-22 Abattement des THM-UFC en fonction du taux d'utilisation du CAP (CUR) pour le bioréacteur avec CAP 94

Figure 5-23 Évolution saisonnière des concentrations d'AHA-UFC pour les différents types d'eaux à l'étude 95

Figure 5-24 Isotherme d'adsorption du CAP sur l'eau brute 97

LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

AHA	Acides haloacétiques
AHA-UFC	Acides haloacétiques sous conditions de formation uniformes
BRM	Bioréacteur membranaire
BRM-HCCAP	Bioréacteur membranaire avec haute concentration de CAP
CAG	Charbon actif en grain
CAP	Charbon actif en poudre
COD	Carbone organique dissous
CODB	Carbone organique dissous biodégradable
COR	Carbone organique réfractaire
COT	Carbone organique total
CUR	*Carbon usage rate* (taux d'utilisation du charbon)
LMH	Litre par mètre carré par heure
MES	Matière en suspension
MON	Matière organique naturelle
NH_4^+	Azote ammoniacal
Psi	*Pound per square inch* (Livre par pouce carré)
SEC	*Size exclusion chromatography* (chromatographie d'exclusion stérique)
PTM	Pression transmembranaire
THM	Trihalométhanes
THM-UFC	Trihalométhanes sous conditions de formation uniformes
UTN	Unité de turbidité néphélométrique
UV_{254}	Absorbance Ultraviolette à 254 nanomètre

INTRODUCTION

Au cours des dernières décennies, la densification de la population et de l'agriculture a réduit la qualité de plusieurs eaux de surface. À l'origine, l'humanité n'avait pas conscience que la consommation d'eau contaminée par des rejets d'eau usée représentait un danger pour la santé. Ce n'est qu'à partir de la moitié du 19e siècle que l'humanité commence à prendre conscience de l'importance de consommer des eaux n'étant pas sous influence des eaux usées. C'est à cette époque qu'est né le concept de la protection des sources d'eau. Encore aujourd'hui, l'utilisation d'une source d'eau libre de contamination humaine est le facteur le plus important lorsque vient le temps de choisir une source d'eau pour approvisionner une population. Malgré la conscience de cet enjeu, dans la plupart des cas, l'humanité continue à négliger et échoue à protéger adéquatement la plupart des sources d'eau, spécifiquement en milieu urbain.

Faute de pouvoir utiliser une source d'eau propre, le traitement de l'eau pour la consommation est essentiel. Ce traitement se doit souvent d'être robuste, car, selon la qualité de l'eau utilisée, les enjeux peuvent être nombreux. Dans la majorité des cas, l'enjeu principal est l'inactivation des bactéries, des virus et des kystes de protozoaires représentant un danger pour la santé humaine. Une des solutions principales à ce problème est la désinfection de l'eau, souvent réalisé par la chloration. La chloration permet de pallier au moins en grande partie au risque microbiologique, mais en entraîne un second : la formation de sous-produits de désinfection du chlore. En plus d'agir comme désinfectant, le chlore réagit également avec la matière organique naturelle pour former des composés indésirables comme les trihalométhanes (THM) et les acides haloacétiques (AHA). Les THM font d'ailleurs l'objet d'une norme au Québec, étant limitées à 80 µg/L (Ministère du Développement Durable de l'Environnement et des Parcs (MDDEP), 2010), alors que les AHA sont sujets d'une recommandation canadienne les limitant à 80 µg/L (Santé Canada, 2010). Il est donc essentiel de limiter la formation de THM et de AHA. Pour y arriver, le traitement doit pouvoir enlever les précurseurs de THM et de AHA. Les traitements conventionnels ne sont pas toujours en mesure d'enlever suffisamment de ces précurseurs de l'eau. Il est donc important dans plusieurs cas d'avoir recours à des traitements plus avancés et d'explorer de nouvelles technologies pouvant traiter ces précurseurs.

Un second enjeu du traitement de l'eau est le maintien de la qualité de l'eau su sein du réseau de distribution. L'eau doit non seulement être propre à la consommation en sortie de l'usine, mais

elle doit également le demeurer lors de son séjour dans le réseau de distribution. Hormis les stratégies pour limiter la corrosion des conduites et diminuer la dissolution des métaux, un des enjeux principaux est de limiter la croissance bactérienne en réseau. Deux stratégies sont utilisées pour répondre à cet objectif : l'utilisation d'un désinfectant résiduel, comme le chlore libre, et le contrôle de la concentration du substrat de la biomasse. Le règlement sur la qualité de l'eau potable du Québec exige d'ailleurs la présence d'un résiduel minimal de 0,3 mg/L de chlore libre en entrée du réseau de distribution (Gouvernement du Québec, 2010). Cette règle confirme à nouveau l'importance d'enlever la fraction de la matière organique naturelle précurseur de THM et de AHA. La deuxième stratégie, soit le contrôle de la concentration en substrat de la biomasse, est efficace pour protéger le réseau de distribution. La biomasse se nourrit du carbone organique contenu dans l'eau. Lorsque la concentration de ce substrat est faible, la biomasse a de la difficulté à croître. Il convient donc d'enlever le plus possible le carbone organique de l'eau, qui se divise en deux catégories : Le carbone organique particulaire et le carbone organique dissous (COD). La fraction particulaire du carbone organique est aisément isolée de l'eau par le traitement à l'usine. Par contre, il est beaucoup plus ardu d'en dissocier la fraction dissoute. Les traitements doivent pourtant être en mesure d'enlever une grande partie du COD afin de protéger le réseau de distribution. Dans le but de limiter la croissance bactérienne en réseau de distribution, il est souvent important d'avoir recours à des traitements plus avancés que la simple coagulation-décantation et d'explorer de nouvelles technologies.

Un troisième enjeu, principalement présent dans les sources d'eau sous influences des eaux usées, est l'enlèvement de l'azote ammoniacal (NH_4^+). Cet enjeu est en partie d'ordre esthétique et économique. Ce composé réagit avec le chlore et forme des chloramines. Les chloramines peuvent dégager une odeur et entrainer un goût de chlore perçus comme étant désagréables par beaucoup de gens. Afin d'éviter la formation de chloramine, l'eau ne doit pas contenir d'azote ammoniacal au moment de sa chloration. L'enjeu est aussi d'ordre économique, car le NH_4^+-N réagit avec le chlore dans un rapport massique de 7,6 :1 (Desjardins, 1997). Afin de réduire la consommation en chlore de l'eau, il est important d'enlever l'azote ammoniacal. Le traitement conventionnel est plutôt inefficace à la réduction de l'azote ammoniacal. Afin d'y parvenir, il convient d'utiliser un traitement biologique.

Un quatrième enjeu est l'enlèvement des différents contaminants traces de l'eau (pesticides, perturbateurs endocriniens, toxines algales). Plusieurs de ces contaminants ne se retrouvent en

concentrations appréciables que depuis ce dernier siècle, avec l'avènement des pratiques d'agricultures intensives et de la multiplication de la population. En plus de ces contaminants, de nombreuses impuretés provenant de l'industrialisation, ayant un impact souvent inconnu sur la santé humaine, peuvent être présentes en concentrations difficilement mesurables. Par principe de précaution, il est avantageux d'être en mesure d'enlever le plus possible de l'ensemble des contaminants traces de l'eau potable.

Une technologie émergente semble prometteuse pour contribuer aux quatre enjeux abordés. Elle fournit une performance de traitement pour de nombreux contaminants, comme les précurseurs de sous-produits de désinfection, les micro-organismes, la matière organique dissoute, l'azote ammoniacal ainsi que différents contaminants traces. Cette technologie consiste à combiner des membranes d'ultra-filtration au charbon actif en poudre (CAP) à haute concentration. N'ayant pas encore un titre précis, les auteurs le désignent de différentes façons :

- Bioréacteur membranaire à haute concentration de CAP (BRM-HCCAP; en anglais : HCCAP-MBR)
- Procédé hybride membranaire (ce terme peut également désigner la combinaison de différents procédés membranaires, comme l'UF suivi de la NF)
- *Membrane adsorption bioreactor* (MABR; traduction : Bioréacteur membranaire à adsorption)
- *Submerged membrane adsorption hybrid system* (SMAHS; traduction : Système d'adsorption et de membrane hybride submergé)
- Filtration membranaire immergée dans un bassin de CAP
- Bioréacteur avec CAP

Dans le cadre de cette étude, nous retiendrons le terme BRM-HCCAP. Ce mémoire se concentre sur l'étude de ce procédé, lorsque le CAP agit en mode biologique. Une revue de littérature présente d'abord les connaissances acquises concernant ce procédé. Ensuite, les objectifs de l'étude en cours sont présentés. Par après, la section matériel et méthodes présente les techniques et le matériel utilisé pour parvenir à ces objectifs. Finalement, les résultats puis les conclusions de l'étude sont présentés.

CHAPITRE 1 REVUE DE LITTÉRATURE

La présente revue de littérature cible spécifiquement la filtration membranaire immergée dans du charbon actif en poudre CAP pour le traitement de l'eau de surface à des fins de production d'eau potable. Ce procédé est souvent décrit en tant que procédé membranaire hybride, quoique cette appellation soit imprécise puisqu'elle pourrait s'appliquer à la combinaison de membranes et de plusieurs autres types de procédés. Pour cette raison, nous utiliserons plutôt le terme bioréacteur à membranes avec haute concentration de CAP (BRM-HCCAP).

Les premiers travaux étudiant la combinaison des membranes avec le CAP datent de la fin des années 1990, où plusieurs études montraient alors des résultats prometteurs (Urbain, Benoit, & Manem, 1996; Campos, Marinas, Snoeyink, Baudin, & Laîné, 1998). Les premières études étaient concentrées sur l'effet du CAP en mode adsorption. Toujours à partir de la fin des années 1990, l'utilisation du CAP en mode biologique a commencé à être étudiée en détails (Lebeau et al., 1998; T. Suzuki, Watanabe, Ozawa, & Ikeda, 1998). Jusqu'à maintenant, de nombreuses recherches ont contribué à mieux cerner les impacts opérationnels du procédé et à évaluer la qualité de l'eau produite. Cette revue présente d'abord le procédé d'une manière générale de façon à bien identifier les variables qui sont d'intérêt pour décrire sa performance. Dans un deuxième temps, les impacts de différents choix opérationnel sur le colmatage des membranes sont présentés. Les principaux choix opérationnels couverts sont (i) le flux d'opération, (ii) la concentration de CAP, (iii) l'âge du CAP et (iv) les lavages chimiques. Finalement, la qualité de l'eau pouvant espérée être obtenue par ce procédé est présentée. Les différents paramètres de qualité couverts sont : (i) la turbidité, (ii) l'azote ammoniacal, (iii) le COD, (iv) le CODB, ainsi que (v) les sous-produits de désinfection du chlore, notamment les THM et les AHA. L'influence de l'âge du CAP, de la concentration du CAP, de la température et de la pré-ozonation sur la qualité de l'eau traitée seront ainsi discutés.

1.1 Présentation du procédé

La filtration membranaire est une alternative courante pour le traitement de l'eau de surface. Cette dernière permet l'enlèvement physique des particules, ce qui inclut les bactéries pathogènes et les kystes de protozoaire (Ministère du Développement Durable de l'Environnement et des Parcs (MDDEP), 2006). Cependant, les membranes basse pression sont peu performantes pour

éliminer la pollution dissoute. En combinant les membranes avec le CAP, le BRM-HCCAP peut alors bénéficier d'une qualité d'eau supérieure obtenue grâce à l'adsorption par le CAP. Le CAP ainsi que les polluants adsorbés par ce dernier sont séparés de l'effluent grâce à la barrière physique qu'est la membrane. Le procédé *Opaline-B* de Veolia est un exemple d'une technologie commerciale combinant la filtration membranaire et le CAP. Des membranes à fibres creuses sont immergées dans un bassin d'eau contenant une concentration fixe de CAP biologique. La figure 1-1 illustre cette configuration.

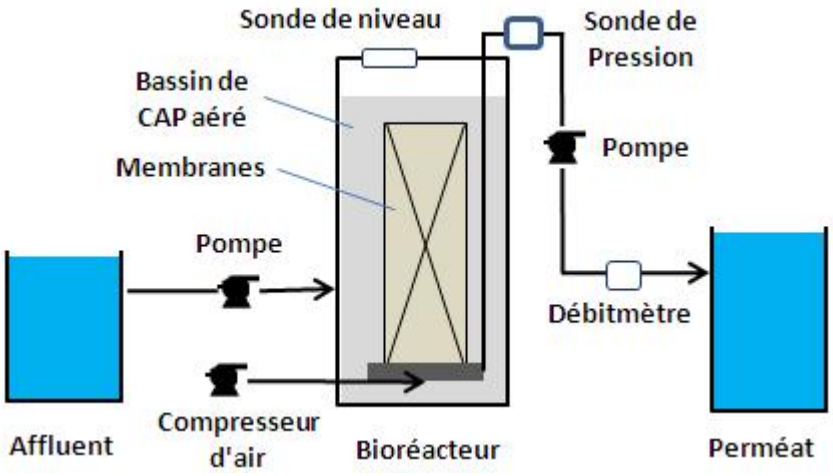


Figure 1-1 Configuration du procédé BRM-HCCAP

Plusieurs configurations différentes du procédé existent. Entre autres, une seconde configuration possible consiste à éviter le contact direct entre le CAP et les membranes. Un processus de séparation supplémentaire est alors requis. Toutefois, le projet en cours se concentre sur le BRM-HCCAP, où le CAP est en contact direct avec les membranes, tel qu'illustré à la figure 1-1.

Dans un BRM-HCCAP, puisque la totalité des particules sont retenues par la membrane, une boue se forme et de la biomasse se développe. Ce type de bassin, qui ne contient pas nécessairement du CAP, peut être considéré comme un bioréacteur. Le bioréacteur offre un temps de contact pour l'eau à traiter qui est défini en fonction du volume du bassin et du flux de filtration membranaire, tel que décrit à l'équation suivante. Cette équation tient compte du perméat retourné dans le bioréacteur durant les rétro-lavages.

$$Tc = \frac{V}{\frac{Tf}{Tt}Qf - \frac{Tr}{Tt}Qr} \tag{1}$$

Où : Tc : Temps de contact (min)

Tt : Temps total du cycle de filtration (min)

Tf : Temps alloué à la filtration (min)

Tr : Temps total de rétro-lavage (min)

V : Volume du bioréacteur (m^3)

Qf : Débit de filtration (m^3/h)

Qr : Débit de rétro-lavage (m^3/h)

Il est également possible de contrôler l'âge de boue par le moyen de purges effectuées périodiquement et ce typiquement à la base du bioréacteur. Du CAP est ensuite dosé dans le bioréacteur en masse équivalente à la masse purgée afin d'en maintenir une concentration fixe. Lorsque l'âge de boue est élevé, le CAP agit davantage en mode biologique, alors que lorsque l'âge de boue est jeune, l'adsorption du CAP est dominante par rapport à son action en mode biologique. L'âge du charbon actif en poudre est déterminé à partir de l'équation suivante :

$$Age_{CAP} = \frac{M}{D \times Qd} \qquad (2)$$

Où : Age_{CAP} : Temps moyen de rétention du CAP dans le bioréacteur (jour)

M : Masse totale de charbon actif en poudre dans le bioréacteur (mg)

D : Dose de charbon actif en poudre (mg/L)

Qd : Débit quotidien d'eau traitée (L/jour)

Cette équation assume qu'une masse équivalente de CAP est purgée du bioréacteur lorsque le CAP frais y est ajouté. Sans cette purge, l'équation n'est pas applicable car l'âge du CAP augmenterait continuellement. La dose de CAP est exprimée en mg par litre d'eau traitée. Le débit quotidien doit également être exprimé en litre d'eau traité. Afin de comparer la consommation de CAP de ce procédé au dosage du CAP dans l'eau brute ou aux filtres CAG, il est également possible de calculer le taux d'utilisation du carbone (Carbon Usage Rate - CUR). Ce concept est semblable à la dose de CAP, à la différence que ce dernier est exprimé en fonction

du volume d'eau consommé au lieu du volume d'eau traité. Le volume d'eau consommé n'est pas égal au volume d'eau traité, car une fraction de l'eau est purgée du bioréacteur à chaque jour afin de purger une partie du CAP. Le CUR se calcule à partir de l'équation suivante :

$$CUR = \frac{M}{Age_{CAP} \times [Qd + Qp]} \tag{3}$$

Où : Age $_{CAP}$: Temps moyen de rétention du CAP dans le bioréacteur (jour)

M : Masse totale de charbon actif en poudre dans le bioréacteur (mg)

CUR : Taux d'utilisation du charbon actif en poudre (mg/L)

Qd : Débit quotidien d'eau traitée (L/jour)

Qp : Débit quotidien d'eau purgée (L/jour) (négligeable lorsque Age ≥ 10 jours)

Le débit quotidien d'eau traité dépend des cycles de filtrations, alors que le débit d'eau purgé dépend de l'âge du CAP et du volume du bioréacteur. Ils sont régis par les deux équations suivantes :

$$Qd = Qf \times \frac{Tf}{Tt} - Qr \times \frac{Tr}{Tt} \tag{4}$$

Où : Qd : Débit quotidien d'eau traitée (L/jour)

Qf : Débit de filtration (L/jour)

Qr : Débit de rétro-lavage (mg/L)

Tf : Temps alloué à la filtration (min)

Tt : Temps total du cycle de filtration (min)

Tr : Temps total de rétro-lavage (min)

$$Qp = \frac{V}{Age_{CAP}} \tag{5}$$

Où : Qp : Débit quotidien d'eau purgée (L/jour)

V : Volume du bioréacteur (mg/L)

Age $_{CAP}$: Temps moyen de rétention du CAP dans le bioréacteur (jour)

Le CUR est donc relié à l'âge du CAP. La figure 1-2 montre cette relation, pour différentes concentration de CAP, et deux différents flux de filtration. Tel que montré à la figure 1-2, un âge de CAP élevé entraîne une consommation plus faible du CAP.

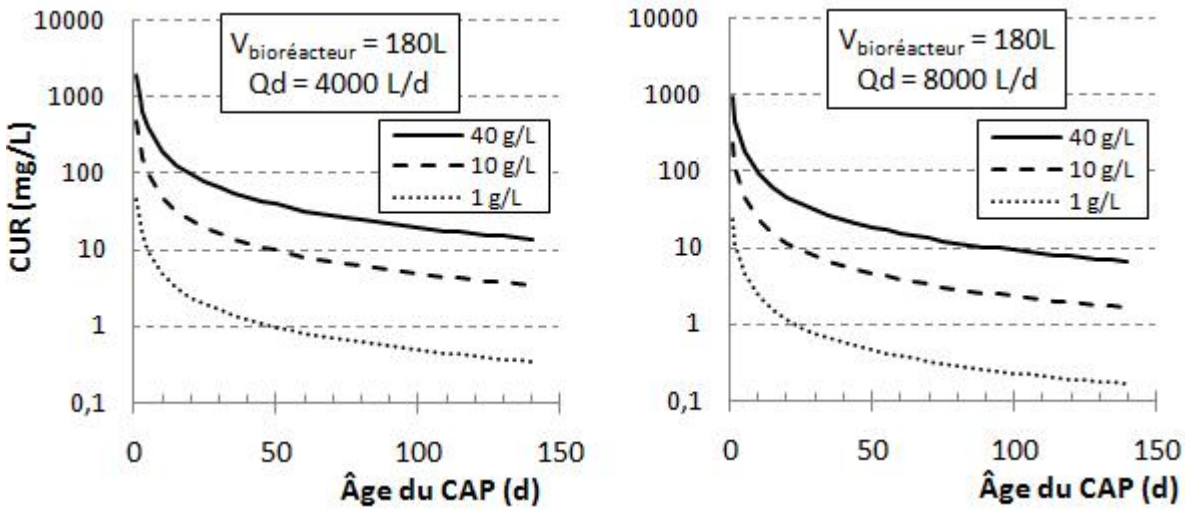


Figure 1-2 Taux d'utilisation du charbon (CUR) en fonction de l'âge du CAP pour différentes concentration de CAP et différents débit de filtration

Le CUR est également relié au volume du bassin. Lorsque le bassin double de volume, le CUR double également. Toutefois, un plus grand volume de bassin permet généralement d'installer davantage de modules de filtration, entrainant un plus grand débit quotidien. Tel que montré à la figure 1-2, lorsque le débit quotidien double, le CUR est diminué de moitié.

Le bioréacteur membranaire contenant du CAP biologique est une nouvelle technologie en Amérique du Nord. Afin d'être utilisée à grande échelle, elle doit démontrer qu'elle peut être viable au niveau opérationnel et qu'elle permet d'obtenir une qualité d'eau qui rencontre les objectifs visés. Ces derniers s'apparentent aux objectifs traditionnels des filtres au charbon actif biologique, soit la réduction de l'ammoniaque, de la demande en chlore, des précurseurs de sous-produits de désinfection, des goûts et odeurs et autres composés biodégradables. Plusieurs études à l'échelle laboratoire ou l'échelle pilote ont déjà mis à l'épreuve des procédés de filtration membranaire combiné au CAP. Les conclusions et les résultats de ces études sont abordés dans les prochaines sections.

1.2 Colmatage des membranes

Le colmatage est un enjeu majeur pour la filtration membranaire puisque les coûts d'exploitation et de capitalisation en dépendent directement. Lorsqu'on opère à flux constant, le colmatage des membranes est mesuré au moyen de la lecture de la pression transmembranaire. Plus la pression transmembranaire requise est élevée, plus les membranes sont colmatées. Pour comparer les données de pression transmembranaire à différents moments de l'année, il est essentiel de prendre en compte l'effet de la viscosité de l'eau qui est inversement proportionnel à sa température. Il est possible de corriger les données de flux ou de pression afin de prendre en compte l'effet de la température. Les données de flux sont normalisées à 20 ^{o}C selon l'équation suivante (United States Environmental Protection Agency (USEPA), 2005):

$$J_{20} = J_T \ (\mu_T / \mu_{20}) \tag{6}$$

Où : J_{20} : Flux normalisé à 20 ^{o}C (L m^{-2} h^{-1})

J_T : Flux à la température T (L m^{-2} h^{-1})

μ_T : Viscosité de l'eau à la température T (kg/m/s)

μ_{20} : Viscosité de l'eau à 20 ^{o}C (kg/m/s)

Hormis la viscosité de l'eau, la perméabilité des intrinsèque des membranes polymériques peut aussi être abaissée à basse température. Cependant, ce phénomène est négligeable par rapport à celui de la viscosité de l'eau (United States Environmental Protection Agency (USEPA), 2005).

Plusieurs stratégies pour mitiger le colmatage sont requises pour opérer efficacement les bioréacteurs. D'abord, un système d'aération est installé à la base des membranes. Les conditions d'opération du cycle de filtration (e.g. fréquence de rétro-lavage) influence également le colmatage. Le choix des conditions d'opération du bioréacteur (concentration et âge du CAP) ainsi que le flux membranaire auront aussi un rôle à jouer. Enfin, les conditions de lavage physique et chimique sont également des paramètres à considérer. L'ensemble de ces considérations seront traitées dans les prochains paragraphes.

1.2.1 Impact de l'aération

En remontant à la surface, les bulles d'air entrent en contact avec les fibres et le cisaillement induit aide à réduire le gâteau présent sur la surface membranaire. Selon nos recherches, les conditions d'opération des systèmes d'aération n'ont pas fait l'objet d'études spécifiques.

Toutefois, Seo et al. (2005) ont inclus des rétro-lavages à l'air durant une partie de leurs essais. Ces auteurs notent qu'un rétro-lavage à l'air réalisé une fois par jour a permis de pratiquement doubler la durée d'opération (Seo, et al., 2005).

1.2.2 Impact du cycle de filtration

Les membranes ne peuvent pas être opérées en filtration continue. Il est essentiel de définir un cycle de filtration, qui alterne entre une période de filtration suivi d'un temps de pause ou de rétro-lavage. L'optimisation des cycles de filtration/lavage est très importante pour augmenter l'intervalle de mise en œuvre du lavage chimique. Par exemple, Seo et al. (2004) ont mesuré la progression de la pression transmembranaire pour de nombreux cycles de filtration, à une concentration de 40 g/L de CAP, une aération de 10 L/min et un flux de 1,44 m/d. Pour (i) un cycle de filtration continue, (ii) un cycle de 4 minutes /1 minutes de pause et (iii) un cycle de 12 minutes /3 minutes de pause, ils obtiennent respectivement des durées de filtration de 2 jours, 6 jours et 9 jours avant la nécessité de mettre en œuvre un lavage chimique. Ces résultats démontrent l'importance de choisir un cycle de filtration optimal puisque la durée d'opération a pu être quadruplée par cette seule variable d'opération.

Actuellement, il y a un manque de données dans la littérature pour aider à définir les conditions d'opération amenant un cycle d'opération optimal du point de vue du colmatage. Bien que les résultats de Seo et al. (2004) en démontrent l'importance, il est important de souligner que cette étude n'incluait pas de rétro-lavage à l'eau. De plus, les durées d'opération furent très courtes compte tenu du haut flux de filtration, ce qui rend incertain l'extrapolation des données pour des flux de filtration plus faible et de plus longue périodes. Il est en effet probable que les membranes étaient opérées au-delà du flux critique durant les essais de Seo et al. (2004). En plus des difficultés qui viennent d'être énoncées, une dernière subsiste : le cycle de filtration optimal dépend fort probablement des conditions d'opérations du bioréacteur et des caractéristiques de son affluent. Il serait donc important de prévoir des essais sur site pour définir son propre cycle

d'opération optimal. De telles études doivent toutefois être réalisées sur des longues périodes de temps, ce qui les rend souvent difficiles à mettre en œuvre. Comme il convient de définir un cycle d'opération optimal afin de limiter le colmatage des membranes, il serait donc important que les futurs travaux offrent davantage de pistes pour faire ce choix.

1.2.3 Impact du flux membranaire

Un des facteurs qui influence le plus le colmatage des membranes est le flux transmembranaire. Ce dernier est exprimé en litres d'eau filtrée par mètre carré de surface de membrane par heure, soit des L m^{-2} h^{-1}, communément désigné LMH. La notion de flux critique est incontournable afin de comprendre la dynamique qui relie la progression de la pression transmembranaire au flux. Le flux critique (J_c) est défini comme étant le flux avant lequel aucun colmatage ne survient. Afin d'opérer à un flux maximal sans développer une trop grande PTM, ce flux critique est le point d'opération optimal. Cette description du point d'opération optimal correspond à la notion classique du flux critique et est désormais révolue, car elle ne s'applique pas adéquatement aux affluents complexes (Bacchin, Aimar, & Field, 2006), comme celui du BRM-HCCAP. Ces auteurs mentionnent que pour un affluent complexe, la notion d'opération à un colmatage nul est irréaliste, mais que le taux de colmatage est fortement relié au flux. Pour un flux trop élevé, le colmatage progresse bien trop rapidement, alors que pour un flux plus faible, le colmatage peut progresser très lentement. L'opération doit plutôt s'effectuer à un flux soutenable (J_{sus}), où le colmatage progresse assez lentement.

En opérant à un flux très élevé de 167 LMH, à une concentration de CAP variant entre 0,2 à 2g/L, Zhao et al. (2005) obtiennent une durée totale de filtration de seulement 6,75 jours et 5,75 jours pour une granulométrie différente de CAP. Un second auteur obtient des durées de filtration variant de seulement 7 à 24 jours pour un flux de 45 LMH. (Charest, 2009) à une concentration de 20 g/L de CAP. Ce dernier note qu'une baisse du flux de filtration de 45 LMH à 15 LMH a diminué le taux de colmatage de 95% plus faible, représentant des pertes de perméabilité de -0,3%/d par rapport à -6,9% /d. (Seo, et al., 2005) ont opéré presque 120 jours consécutif un bioréacteur de 40 g/L de CAP avec une membrane neuve à un flux de 15 LMH jusqu'à une PTM finale de seulement 40 kPa Ceci constitue la durée d'opération la plus longue que nous avons retrouvé dans la littérature pour ce type de procédé. Charest (2009) note que le flux d'opération

optimal pour un bioréacteur à membranes incluant 20 g/L de CAP serait situé entre 15 LMH et 30 LMH. En dessous de 15 LMH, la réduction de colmatage devrait être trop faible pour justifier la perte de productivité induite par la réduction du flux membranaire. Au-delà de 30 LMH, la progression du colmatage était trop rapide, ce qui suggère le dépassement du flux soutenable.

Les durées d'opération présentées dans cette section permettent d'avoir une idée générale de la durée d'opération escomptée, selon le flux, pour un BRM-HCCAP. Par contre, les études ne se concentrent pas suffisamment sur le prolongement maximal de la durée d'opération. En optimisant davantage les conditions d'aération, en se penchant davantage sur le cycle de filtration ou bien en modifiant d'autres paramètres d'opération (type de CAP, matériau membranaire, prétraitement de l'eau), il serait probablement possible d'obtenir de bien plus longue durée de filtration.

1.2.4 Impact de la concentration et de l'âge du CAP

La présence de CAP en contact avec les membranes a un impact certain sur le taux de colmatage. De nombreuses études comparent ainsi la filtration membranaire avec CAP par rapport à celle sans CAP mais n'obtiennent pas toutes des conclusions identiques. Alors que la plupart des études mentionnent que le CAP a un effet bénéfique sur le colmatage (H. S. Kim, Katayama, Takizawa, & Ohgaki, 2005; H.-S. Kim, Takizawa, & Ohgaki, 2007; Gai & Kim, 2008; Yan, Yu, Yang, Shi, & An, 2010; Sagbo, Sun, Hao, & Gu, 2008; Tian, Liang, Yang, Tian, & Li, 2008; Khan, Kim, Katayama, Takizawa, & Ohgaki, 2002), certains auteurs (Mozia & Tomaszewska, 2004) soutiennent qu'il n'y a aucun effet bénéfique notable tandis que d'autres notent plutôt un colmatage accéléré (Gao et al., 2011; S. J. Lee, Choo, & Lee, 2000). Par exemple, Lee et al. (2000) obtiennent un colmatage accéléré lorsqu'il y a présence de CAP agissant en adsorption. Selon les auteurs, l'adsorption du CAP semblerait faciliter l'accumulation des acides humiques sur la surface membranaire, lesquelles seraient responsables du colmatage accéléré. À l'opposé, Kim et al. (2005) soutiennent que le gâteau de CAP a permis d'allonger le temps de filtration grâce à l'adsorption des composés colmatants. Il est donc difficile de bien cerner l'effet du CAP sur le colmatage des membranes. Le colmatage dépend d'ailleurs de conditions multiples, tel la concentration du CAP, le type de membrane, la taille du CAP par rapport aux pores de membranes (idéalement 100 fois plus grande (Saravia, F., Naab, & Frimmel, 2006)), les

caractéristiques de l'affluent et, encore une fois, des conditions d'aération et de rétro-lavage. Compte tenu des nombreux facteurs à l'étude, il est normal que les recherches réalisées sous différentes conditions concluent difficilement sur l'effet du CAP. Survoler l'ensemble des recherches réalisées qui avancent des conclusions probables pour chacun de ces facteurs dépasse le cadre de cette revue. Malgré les nombreuses études sur le sujet, l'impact du CAP sur la progression du colmatage des membranes est encore incertain.

Une chose est toutefois certaine. Au sein d'un procédé BRM-HCCAP, le CAP s'accumule progressivement sur les membranes et forme ce qu'on appelle un gâteau de CAP (PAC cake layer). Cette couche de CAP agit comme un filtre supplémentaire, qui empêche une partie de la matière organique colmatante d'atteindre les fibres de la membrane. Bien qu'elle prévienne une partie du colmatage de la membrane par la matière organique (Yan, et al., 2010), elle a parfois comme effet de provoquer une résistance supplémentaire à la filtration. La résistance à la filtration causée par cette couche est fortement influencée par les ions métalliques présents dans l'eau. Zhao et al. (2005) notent que les ions métalliques (Na^{+}, K^{+}, Mg^{2+}, Mn^{2+}, AL^{3+}, Ca^{2+}, Fe^{2+}) jouent un rôle plus grand que celui de la matière organique naturelle quant à la résistance à la filtration du gâteau de CAP. De plus, il note que le fer résiduel, pouvant provenir du coagulant, cause une bien plus grande résistance du gâteau de CAP que ne le fait le calcium ou l'aluminium. Une coagulation en amont utilisant des ions ferriques serait donc à éviter.

La formation du gâteau de CAP est accélérée lorsque le CAP est en mode biologique. Les bactéries qui se développent sur le CAP favorisent l'adhésion entre le CAP et les membranes (Seo, et al., 2005). Ces auteurs avaient à l'origine une concentration de CAP de 40g/L en suspension dans le bioréacteur, laquelle est descendue à 28,5 g/L à cause de la formation du gâteau de CAP. Il y a donc eu une masse considérable de CAP (11,5 g/L) accumulée sur les membranes. De plus, en mode biologique, certains problèmes reliés au gâteau de CAP peuvent se développer. Charest (2009), qui a opéré un bioréacteur membranaire à l'échelle pilote à une concentration de 20 g/L (dont 10 g/L d'accumulé sur les membranes), a noté lors d'une inspection visuelle des ballots de membranes la présence d'odeurs de sulfures. Ces odeurs sont probablement causées par l'apparition de conditions anaérobies locales au sein du gâteau de CAP. La formation de gâteau de CAP biologique entraine donc un risque de formation de condition anaérobie, ce qui doit être évité. En résumé, le gâteau de CAP peut aider ou nuire au colmatage de la membrane; peut provoquer la formation de condition anaérobie; et, comme il est

discuté à la section suivante, nuit aux lavages chimiques de la membrane. Pour limiter la formation du gâteau de CAP, il est possible d'installer un système d'aération adéquat, d'adopter une période de rétro-lavage appropriée (Takizawa, Zhao, Ohgaki, & Katayama, 2008), d'utiliser une dose et un type de coagulant approprié en amont du procédé ou de limiter l'âge du CAP. Malgré ces quatre stratégies, aucune n'y arrive complètement. La formation et la gestion du gâteau de CAP demeure donc un enjeu majeur au déploiement de la technologie du BRM-HCCAP.

1.2.5 Lavages chimiques et lavages physiques

Lorsque les membranes sont opérées sous vide, comme c'est le cas pour le BRM-HCCAP à l'étude, le vide maximal de filtration recommandé par les manufacturiers est typiquement de l'ordre de - 60 à - 90 kPa. Par exemple, la membrane *Puron* utilisé durant ce projet peut atteindre une valeur d'environ - 60 kPa (- 9 psi) (Koch Membrane Systems Inc., 2010b). À cette pression, il est nécessaire d'arrêter l'opération de la membrane et de procéder à un lavage. Pour le BRM-HCCAP, les lavages sont de deux types : les lavages chimiques et les lavages physiques.

Les lavages chimiques sont un élément essentiel de l'opération de la filtration membranaire. Brièvement, ils consistent à tremper les modules dans une solution qui permet de déloger ou dissoudre les agents colmatants de la membrane. Des solutions d'hypochlorites de sodium, d'hydroxydes de sodium, d'acide citrique ou d'autres produits chimiques peuvent être utilisées. Les manufacturiers des membranes ont leurs propres recommandations quant au lavage chimique requis pour leur type de membrane. Toutefois, ces recommandations concernent l'utilisation des membranes sans CAP. Elles ne sont peut-être pas bien adaptées pour les lavages chimiques des BRM-HCCAP. Charest (2009) note que les lavages chimiques typiquement utilisés ne sont pas efficaces pour le BRM-HCCAP. Suites aux lavages chimiques, il obtient un recouvrement de moins de 60% de la perméabilité initiale. Il note que ce faible recouvrement est probablement attribuable au gâteau de CAP. Lorsque ce dernier a été nettoyé physiquement avant le lavage chimique, il a obtenu un recouvrement de 84% de la perméabilité initiale. En présence d'un gâteau de CAP, dont il est difficile d'empêcher la formation, il semble donc être essentiel d'avoir recours au lavage physique.

Les lavages physiques permettent de déloger le gâteau de CAP formé sur les membranes. Ces derniers sont réalisés en frottant délicatement les membranes avec un matériel comme une éponge (Yan, et al., 2010), une brosse (Seo, et al., 2005) ou encore un jet d'eau pressurisé (Charest, 2009). Les lavages physiques permettent un grand recouvrement de la perméabilité. Pour une de ses phases d'opération, Seo et al.(2005) note que la couche de CAP combinée à la couche de gel était responsable de 90% de la résistance totale à la filtration. Par contre, il faut noter que les lavages physiques comportent un risque : durant cette opération, les membranes doivent être manipulées avec grand soin pour ne pas endommager les fibres. Une brosse trop rugueuse, la formation accidentelle d'un pli dans une fibre ou un frottement trop intense peuvent tous endommager la membrane. De plus, pour être réalisé à grande échelle, la configuration des modules membranaires doit être pensée en conséquence. Il est aisé de réaliser un lavage physique sur un mini-module en laboratoire, mais il n'est peut-être pas possible de le faire pour une usine de filtration qui contient des centaines de modules membranaires. Dans le cas où un gros gâteau de CAP se forme sur les membranes, le lavage physique est un élément incontournable pour l'opération des membranes. Toutefois, il semble plutôt avantageux de mettre en place des stratégies afin d'éviter la formation d'un gâteau de CAP pour ainsi éliminer la nécessité du lavage physique. Cependant, à ce jour, la démonstration que cette option est envisageable demeure à démontrer.

1.3 Performances du procédé en termes de la qualité de l'eau traitée

L'objectif principal du BRM-HCCAP est de permettre un contrôle simultané de la pollution dissoute (avec le CAP) et particulaire (avec les membranes). Plus spécifiquement, les eaux filtrées se caractériseront idéalement par leur faible potentiel de recroissance bactérienne en réseau de distribution, par leur qualité chimique; par leur qualité esthétique ainsi que par leur qualité microbiologique. Cette revue de littérature se concentre sur la performance du procédé pour plusieurs des indicateurs étudiés dans ce mémoire. Elle présente l'enlèvement par le BRM-HCCAP de la turbidité, de l'azote ammoniacal, du COD, du CODB, des THM et des AHA. Toutefois, il est important de noter que le procédé permet aussi le traitement de plusieurs autres contaminants, bien que ces sujets ne soient pas développés en détails dans cette revue. Par exemple, le BRM-HCCAP obtient une certaine performance de traitement des toxines algales (Zhang et al., 2011), des composés pharmaceutiques (F. Saravia & Frimmel, 2008), des

pesticides (Lebeau et al., 1999) ou encore des hormones (Song, Park, Kim, Lee, & Lee, 2009). Enfin, rappelons que la qualité de l'eau traitée sera influencée par les conditions d'opération du bioréacteur. Suite à la présentation sommaire de la qualité de l'eau obtenue, l'influence spécifique de la concentration de CAP, de l'âge du CAP, de l'ozonation de l'affluent ainsi que de la température seront présentés.

L'efficacité des procédés membranaire n'est plus à démontrer en ce qui concerne la turbidité. Puisque les membranes retiennent la quasi-totalité des particules de tailles supérieures à leur porosité et que le seuil de coupure des membranes est de l'ordre de 0.01-0.1 µm, la turbidité de l'eau filtrée est constamment sous 0,1 UTN. D'ailleurs, la performance de 0,1 UTN est considérée comme une norme de la technologie dont il est nécessaire de respecter (MDDEP, 2006). Il en va de même pour les procédés membranaires combiné au CAP. Toutefois, le simple enlèvement de la turbidité est insuffisant pour obtenir une bonne qualité d'eau sur l'ensemble des paramètres visés.

Le procédé se doit aussi d'être performant pour l'enlèvement de la matière organique naturelle dissoute. Ce paramètre est principalement mesuré au moyen des analyses de COD. L'enlèvement du COD par le procédé dépend largement des propriétés de l'eau d'affluent et des différentes conditions d'opération. Lorsque le CAP agit seulement en mode biologique, il est généralement moins performant pour l'abattement total du COD (Charest, 2009). De plus, pour une certaine dose de CAP, seule une certaine fraction du COD est adsorbable par ce dernier. La fraction adsorbée du COD atteint un équilibre avec la fraction du COD dissoute dans l'eau. Une première étude a déterminé que 40% du COD de son affluent ne pouvait être ni adsorbé par les doses utilisées de CAP, ni biodégradé (Treguer, Tatin, Couvert, Wolbert, & Tazi-Pain, 2010). Cette étude démontre un abattement de 24% du COD et de 50% du CODB pour un âge et une concentration de CAP de 40 jours et 12 g/L, respectivement. Une seconde étude démontre quant à elle un abattement de COD qui passe de 80% lorsque la CAP est en adsorption jusqu'à environ 35% lorsqu'il agit en mode biologique (Seo, Moon, et al., 2004). L'abattement du COD est donc très variable et dépend largement des conditions d'opérations et des paramètres de l'affluent. Pour l'affluent spécifique à ce mémoire, soit l'eau décantée de la rivière des Mille-Îles, Charest

(2009) a obtenu un abattement COD de 55% en adsorption lequel diminue jusqu'à un minimum moyen de 20% lorsque les capacités d'adsorption du CAP sont épuisées.

Au Québec, les normes concernant les sous-produits de désinfection du chlore, plus spécifiquement les trihalométhanes (THM) et les acides halo-acétiques (AHA), se resserrent de plus en plus. Il est donc essentiel de connaître la performance du procédé concernant ces sous-produits. L'étude de Seo et Al. (2004) a quantifié l'efficacité du BRM-HCCAP pour ces sous-produits. Cet auteur obtient un abattement de 92% pour les AHA et de 86% pour les THM. Toutefois, il convient de distinguer l'abattement des AHA et l'abattement du potentiel de formation AHA (pAHA). Au Québec, la chloration s'effectue généralement en dernière étape du traitement de l'eau. Puisque le BRM-HCCAP est situé avant l'étape de chloration, il n'y a pas de AHA ni de THM dans son affluent. Pour être efficace, le procédé doit plutôt enlever le pAHA et le pTHM, lesquels n'ont pas été quantifiés par cet auteur. Ces résultats d'abattement de THM et de AHA ne s'appliquent donc pas pour les conditions habituelles de traitement au Québec.

Quelques recherches se sont concentrées sur la performance du procédé pour l'abattement des pTHM et des pAHA. D'abord, il y a Oh et al. (2007) qui obtiennent un abattement variant de 81% à 89% des pTHM, en spécifiant que le CAP agit en mode adsorption. Lorsque le CAP vieillit, ce dernier perd de ses capacités d'abattement des pTHM, mais il pourrait maintenir une bonne capacité d'abattement des pAHA. Charest (2009) obtient une performance d'abattement des pTHM qui décroit de près de 60% à seulement 10% lorsque le CAP atteint un âge de 90 jours. Concernant le pAHA, la performance maximale lorsque le CAP est jeune est de 80% puis, en vieillissant, la performance diminue jusqu'à 50%. Même lorsque les capacités d'adsorption du CAP sont épuisées, l'abattement du pAHA par le procédé demeure élevé. Par contre, pour un âge fixe de 20 jours, Tian (2008) obtient un abattement de 45% des pTHM et de seulement 27% pour les pAHA. Les résultats obtenus pour l'abattement des précurseurs de produits de désinfection du chlore diffèrent de manière notable entre les différents auteurs. Cette grande variabilité s'explique probablement par la différence entre les eaux d'affluent des différentes études. Le HCCAP-BRM permet donc un abattement des pTHM et des pAHA, mais sa performance dépend non seulement de l'âge du CAP, mais aussi des caractéristiques de l'affluent.

1.3.1 Influence de la concentration et de l'âge du CAP sur la qualité de l'eau traitée

Plusieurs études comparent les performances d'un bioréacteur sans CAP par rapport à un bioréacteur avec CAP. C'est le cas de l'étude Sagbo et al. (2008), qui arrive à la conclusion que la qualité d'eau du procédé BRM-HCCAP est supérieure au procédé BRM. En comparant l'effet de différentes concentrations de CAP, soit 0 g/L, 4 g/L et 40 g/L, pour une période de 60 jours, Kim et al. (2007) arrive à la conclusion que la plus grande concentration de CAP permet d'obtenir l'eau de meilleure qualité. La présence de CAP est donc bénéfique à la qualité de l'eau traitée. L'effet de ce dernier est toutefois différent s'il agit en mode adsorption ou en mode biologique.

L'âge du CAP a un impact majeur sur la qualité de l'eau traitée. Lorsque le CAP est jeune, ce dernier adsorbe les polluants; il agit en mode adsorption. Plus le CAP vieillit, plus ses capacités d'adsorption s'épuisent. En contrepartie, en vieillissant, de la biomasse se développe sur le CAP. Cette dernière consomme des composés carbonés et azotés afin de croître et de maintenir son métabolisme; le CAP agit alors en mode biologique. La plupart des polluants sont enlevés plus efficacement de l'eau lorsque le CAP agit en adsorption. Par contre, l'azote ammoniacal requiert que le CAP soit en mode biologique afin d'être traité.

En mode biologique, l'abattement de l'azote ammoniacal en eaux chaudes est à toute fin pratique complet. Par exemple, Ma et al. (2010) notent que la nitrification du NH_4^+ par les bactéries commence au 12e jour, le temps que suffisamment de biomasse se développe sur le CAP, puis est complète au 22e jour. Par contre, même sans CAP, un bioréacteur pour le traitement de l'eau de surface permet le traitement de l'azote ammoniacal. À un âge de boue stable à 20 jours, Jia-yu Tian (2008) obtient un abattement de l'azote de 96% tant pour un bioréacteur avec CAP que sans CAP. La présence du CAP demeure avantageuse car, par rapport à l'absence de CAP, elle permet d'accélérer l'oxydation de l'azote ammoniacal (Ma, et al., 2010). Grâce au CAP, le temps de contact requis et la période de développement de la biomasse sont plus courts.

1.3.2 Influence de l'ozonation sur la qualité de l'eau traitée

En plus d'agir comme désinfectant, l'ozone injecté dans l'eau réagit avec la matière organique pour en diminuer l'hydrophobicité et en réduire la distribution des poids moléculaires (Camel &

Bermond, 1998). Elle a un large impact sur le pTHM et le pAHA, pouvant le réduire jusqu'à 50% (Miltner, Shukairy, & Summers, 1992). Cette réduction est largement dépendante des caractéristiques de l'eau. Face à une eau défavorable, qui contiendrait par exemple beaucoup de bromure, il est possible d'avoir, au contraire, une augmentation du pAHA et du pTHM (Miltner, et al., 1992). De plus, une dose d'ozone plus importante augmente la fraction biodégradable du COD. Comme une plus grande partie du COD est alors biodégradable, il en résulte un plus grand abattement du COD. Toutefois, Treguer et al. (2010) mentionnent que, concernant le CODB, l'effet de l'inter-ozonation ne répond pas aux attentes. Bien qu'il obtienne un abattement total du COD un peu plus grand à cause de l'augmentation de la concentration de CODB, il obtient 50% d'abattement du CODB avec et sans ozonation. L'ozonation est cependant un traitement qui apporte plusieurs autres bénéfices quant à la qualité de l'eau. Par contre, trop peu d'études se sont concentrées sur l'effet de la pré-ozonation précédant un BRM-HCCAP. L'ensemble des bénéfices apportés par la pré-ozonation restent donc à être étudiés.

1.3.3 Impacts de l'opération en eaux froides

Le Québec ainsi que les différentes régions nordiques ont une période de l'année où la température de l'eau de surface chute à près de 1 ^{o}C. Lorsque la température de l'eau est froide, l'activité microbiologique est ralentie. L'azote ammoniacal et le CODB sont alors traités moins efficacement. Une étude sur la nitrification dans les filtres à charbon actif en grain note qu'à plus de 10 ^{o}C, un abattement de 40% à 90% est obtenu alors que lorsque la température diminue à 4 ^{o}C, l'abattement chute jusqu'à 10% (Andersson, Laurent, Kihn, Prévost, & Servais, 2001). Une étude de Prévost et al. (1998) a obtenu un abattement du CODB, du COT, du COD à 2 ^{o}C de respectivement 24%, 16% et 8% sur des filtres CAB. En comparaison, une étude sur ce même filtre faite en température chaude, obtient un abattement de 60% du CODB (Barbeau, Thibault, & Brisebois, 1999). Ces résultats démontrent la perte de l'efficacité du traitement biologique en température froide.

Il est attendu que le CAP biologique perde aussi de son efficacité de manière probablement similaire au CAG biologique. Une étude sur un BRM-HCCAP, où la température chute jusqu'à 3 ^{o}C durant 1 mois, obtient un abattement de 60% de l'azote ammoniacal, contrairement à près de

100% pour le reste de l'année (T. Suzuki, et al., 1998). Ces résultats sont donc cohérents avec les attentes dérivées de la littérature sur les filtres CAB.

1.3.4 Influence du temps de contact sur la qualité de l'eau

Le temps de contact est un paramètre important du BRM-HCCAP. En règle générale, plus le temps de contact est long, meilleure est la qualité du traitement. Par contre, un temps de contact plus long requiert un plus grand volume de bassin, ce qui entraine des coûts supplémentaires. Il convient de trouver un temps de contact optimal entre la qualité de l'eau et le coût des installations. L'influence du temps de contact pour le BRM-HCCAP a été étudiée par Markarian et al. (2010). Ces auteurs ont étudié l'influence d'un temps de rétention de 15, 30 et 60 minutes sur l'abattement de l'azote ammoniacal et du CODB, pour deux concentrations de CAP différentes. Pour une concentration de CAP de 5 g/L et de 25 g/L, ces auteurs concluent qu'une augmentation du temps de résidence de 15 à 30 minutes améliore l'abattement de CODB et de NH_4^+, mais qu'il n'y a pas de gain significatif pour un temps de résidence passant de 30 à 60 minutes. L'effet est plus marqué pour une concentration plus faible de CAP, soit celle de 5 g/L, par rapport à celle de 25 g/L. En bref, un temps de contact de 30 minutes pourrait être suffisant afin d'obtenir un traitement optimal. Par contre, ce temps de contact n'est valide que pour des températures chaudes ou tempérées (environ 7 ^{o}C et plus). En température froide, l'influence du temps de contact pour le BRM-HCCAP biologique nécessite des investigations supplémentaires.

Le procédé du BRM-HCCAP est donc une technologie prometteuse pour le traitement de l'eau potable. Il permet d'obtenir une bonne qualité de l'eau, qui varie beaucoup selon l'âge et la concentration du CAP dans le bioréacteur. Il a également été démontré que l'ajout du CAP dans le bioréacteur apporte une qualité d'eau d'autant plus supérieure pour une plus grande concentration de CAP. Toutefois, le colmatage des membranes demeurent un enjeu majeur. Selon les différentes études, il semble que pour limiter ce colmatage, le flux d'opération optimal serait entre 15 et 30 LMH, ce qui est inférieur au flux d'opération des procédés membranaires classiques, ne contenant ni de CAP et ni d'action biologique. Afin d'évaluer adéquatement le procédé, il serait intéressant d'étudier davantage l'impact de l'âge et de la présence du CAP sur le colmatage des membranes dans l'objectif de trouver des solutions pour le mitiger. Il serait aussi intéressant d'étudier davantage la qualité d'eau obtenue en la comparant directement à une filière de traitement existante.

CHAPITRE 2 OBJECTIFS ET HYPOTHÈSES DE RECHERCHE

2.1 Mise en contexte

Le BRM-HCCAP est une technologie émergente ayant déjà démontré ses capacités à obtenir une bonne qualité d'eau traitée. Toutefois, il est encore difficile de statuer sur les paramètres optimaux d'opération. Ces paramètres devront d'ailleurs être en mesure de mitiger le colmatage des membranes, car cet enjeu majeur semble être le plus grand obstacle à la technologie. Un des paramètres sur lequel se penche cette étude est l'âge du CAP. Est-il avantageux d'avoir un âge plutôt jeune du CAP, qui entraîne un plus grand coût d'opération, ou est-il avantageux d'avoir un CAP dont l'âge est très élevé? Pour répondre à cette question, il convient de comparer la qualité d'eau du procédé pour différents âges du CAP et d'étudier son impact sur le colmatage des membranes.

Bien que le BRM-HCCAP permette d'obtenir un effluent de bonne qualité, cette qualité d'eau est-elle suffisante pour que le procédé soit compétitif, compte tenu des alternatives de traitement disponibles sur le marché? Tel que mentionné dans la revue de littérature, les objectifs de traitements du BRM-HCCAP s'apparentent aux objectifs d'un filtre à charbon actif en grain biologique. Cette étude entreprend alors de comparer l'effluent du BRM-HCCAP à l'effluent d'un filtre à CAG biologique utilisant un affluent semblable.

Finalement, bien que quelques études se soient déjà penchées sur le sujet, il a été jugé opportun d'évaluer à nouveau l'apport du CAP dans un bioréacteur membranaire (BRM). L'ajout de CAP dans un bioréacteur a un impact positif sur la qualité de l'eau, mais un impact incertain sur le colmatage des membranes. Il serait donc intéressant d'évaluer à quel point le CAP est bénéfique sur la qualité de l'eau traitée et quel est son impact sur le colmatage des membranes en comparant le BRM-HCCAP à un simple BRM.

2.2 Objectifs de recherche

Cette étude a pour objectif général de déterminer si la filtration membranaire immergée dans un bassin de CAP biologique est un procédé efficace pour le traitement de l'eau potable. Afin de déterminer son efficacité, ce mémoire présente les résultats concernant la viabilité au niveau opérationnel ainsi que les résultats concernant la qualité de l'eau traitée. Les performances du

réacteur à CAP biologique sont comparées aux performances d'un filtre biologique à charbon actif en grain, communément appelé « filtration biologique ou filtration CAB », ainsi qu'à un second réacteur biologique ne contenant pas de CAP. Plus spécifiquement, les objectifs de recherches suivant sont poursuivis :

- Évaluer la performance de traitement en mode biologique en maintenant une concentration de 10 g/L de CAP dans le réacteur à biomembranes. La performance de traitement inclut la turbidité, le COT, le COD, le CODB, le NH_4^+, l'UV_{254}, les THM-CFU et les AHA-CFU.
- Étudier les impacts sur l'opération de maintenir une concentration de 10 g/L de CAP en mode biologique dans le réacteur à biomembranes. Les impacts sur l'opération incluent, entre autres, le suivi du colmatage et la récupération de la perméabilité des membranes suite aux lavages chimiques.
- Comparer la performance de traitement du procédé pilote aux performances de traitement de l'usine Sainte-Rose, qui inclut une filtration biologique sur charbon actif en grains.
- Comparer différents modes d'opérations du réacteur à biomembranes en maintenant l'âge du CAP à 30 jours, à 60 jours ou à plus de 200 jours.
- Étudier l'impact de l'inter-ozonation sur le colmatage des membranes et sur la qualité de l'eau traitée

2.3 Hypothèses de recherche

Différentes hypothèses de recherches ont été émises à l'origine du projet. Parmi la liste d'objectifs, les essais avaient comme objectif prioritaire de confirmer ou d'infirmer ces hypothèses.

- Le CAP biologique provoque un colmatage accéléré de la membrane par rapport à l'absence de CAP. La vérification de cette hypothèse est possible grâce à la comparaison du colmatage sur une longue période entre les deux bioréacteurs membranaires. Tel que discuté dans la revue de littérature, les études sont divisées au sujet de la contribution du

CAP biologique au colmatage des membranes. Cette étude aidera donc à déterminer adéquatement la contribution du CAP biologique au colmatage des membranes.

- La nitrification dans le BRM-HCCAP tant à un âge de CAP de 30 jours qu'à de plus de 200 jours est possible même à température froide, soit sous 5 ^{o}C. Des essais d'abattement d'azote ammoniacal devront donc être réalisés durant l'hiver, en température froide. Ces essais seront réalisés pour la première fois au Québec pour le BRM-HCCAP et comparés aux performances d'un filtre à charbon actif en grain biologique.
- Le contrôle de l'âge du CAP dans un bioréacteur membranaire apporte une qualité d'eau supérieure qui justifie le contrôle de l'âge du CAP. Cette hypothèse devra être vérifiée en comparant les résultats obtenus pour un âge de CAP de plus de 200 jours par rapport aux âges de CAP de 30 jours et de 60 jours. Les études de l'apport du CAP âgé de plus de 200 jours à la performance d'un bioréacteur membranaire sont peu nombreuses et la comparaison de l'efficacité du procédé à l'âge de 200 jours par rapport à un âge de 30 ou 60 jours constitue un apport original à la littérature.
- La part de l'adsorption du CAP par rapport à la part biologique du CAP est très faible à un âge de 30 ou de 60 jours. Cette part est négligeable à un âge de plus de 200 jours, lorsqu'il n'y a aucun ajout de CAP. Cette hypothèse devra être vérifiée en étudiant les résultats de COR, COD et de CODB. Ce résultat sera établi pour la première fois pour ces trois âges de CAP précis sur l'eau de la rivière des Mille-Îles.
- Le BRM-HCCAP contenant du CAP biologique d'un âge de plus de 200 jours permet un traitement de l'eau de qualité équivalente ou supérieure à une filtration sur CAG biologique. La vérification de cette hypothèse est possible grâce à la comparaison entre le BRM-HCCAP et un des filtres sur CAG biologique de l'usine de Sainte-Rose. La comparaison du BRM-HCCAP à l'échelle pilote par rapport à des filtres biologiques pleine échelle en utilisant le même affluent n'a pas été réalisée à ce jour.

CHAPITRE 3 MATÉRIEL ET MÉTHODES

Les essais sur le procédé hybride membranaire sont réalisés à l'aide du même procédé pilote que celui présenté dans le mémoire intitulé « Étude d'un procédé hybride charbon actif en poudre/ultrafiltration pour le traitement de l'eau potable » (Charest, 2009). Toutefois, les conditions d'opérations des bioréacteurs diffèrent radicalement. Ce chapitre présente d'abord le pilote et les caractéristiques des bioréacteurs. Ensuite, les conditions d'opérations spécifiques des bioréacteurs et les caractéristiques des lavages chimiques sont présentés. De plus, puisque les résultats sont comparés aux performances de l'usine de Sainte-Rose, le procédé de cette usine est présenté. Finalement, ce chapitre conclut avec les méthodes expérimentales et les caractéristiques de l'affluent au pilote et à l'usine.

3.1 Procédé pilote

Le procédé pilote du BRM-HCCAP est un équipement du CREDEAU situé à l'usine de filtration de Sainte-Rose à Laval, au Québec. Le pilote, d'une capacité de 50 m^3/d, est alimenté par l'eau décantée de l'usine. Elle est alors acheminée vers les tours de contact d'ozone du pilote, puis est envoyée dans les bioréacteurs. La figure 3-1 montre le schéma d'écoulement du pilote. Un des bioréacteurs contient du CAP, alors que le second n'en contient pas.

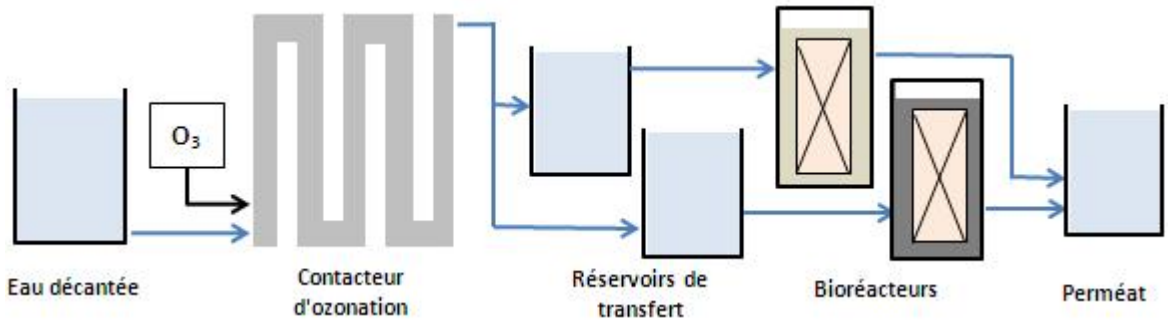


Figure 3-1 Schéma d'écoulement du procédé pilote

Il faut noter que, tel qu'indiqué par la figure 3-1, les deux bioréacteurs ont un réservoir de perméat commun. L'eau de rétro-lavage provenant du perméat est donc une eau mixte issue des deux bioréacteurs. En raison de l'utilisation de cette eau pour les rétro-lavages, il y a un risque que le traitement réalisé par un bioréacteur influence le traitement réalisé par le second

bioréacteur. Cet impact serait perceptible par exemple lorsque la nitrification dans un bioréacteur est de 100%, alors que l'autre bioréacteur est à 0%. Toutefois, compte tenu de la longueur et de la taille des conduites entre les membranes et le réservoir de perméat, l'eau de rétro-lavage mixte n'atteint pas les membranes pour les conditions de rétro-lavage utilisées, et n'est donc pas mélangée aux bioréacteurs. La qualité de l'eau issue des deux bioréacteurs est donc indépendante l'une de l'autre.

La figure 3-3 montre l'étape de l'ozonation, constituée de quatre contacteurs identiques ainsi que de l'ozoneur. L'ozoneur est situé dans la boite métallique, à l'avant plan, alors que les quatre contacteurs sont les tuyaux gris, situés à l'arrière-plan.

Chaque contacteur a un volume de 82,5 L. Au début des essais, seul le contacteur #3 alimentait les deux bioréacteurs. Par la suite, compte tenu de l'augmentation des débits et afin d'obtenir un meilleur transfert d'ozone, le contacteur #4 alimentait le bioréacteur avec CAP alors que le contacteur #3 alimentait le bioréacteur sans CAP. Tel qu'attendu, il n'y a eu aucune différence entre l'eau issue de ces deux contacteurs, ce qui est démontré à la section 3.4. Le temps de contact suite à l'ozonation avant l'entrée de l'eau dans les bioréacteurs dépend du volume des contacteurs, du volume des bassins de transfert, et du débit d'eau décantée envoyé vers les bioréacteurs. Il variait entre 20 minutes et 30 minutes selon le débit et les contacteurs utilisés. L'ozone résiduel était mesuré en continu à la sortie du contacteur d'ozone, correspondant à près de la moitié du temps de contact. Ce résiduel variait entre 0,02 ppm (< limite de détection) à un maximum de 0,49 ppm (figure 3-6). Il est pratiquement impossible qu'un temps de contact de 10-15 minutes permette de diminuer un résiduel de 0,49 ppm jusqu'à 0 ppm. Il est donc fort probable que de l'ozone à faible concentration soit entré dans les bioréacteurs pendant plusieurs périodes, spécifiquement en température froide, en hiver, lorsque la décroissance de l'ozone est plus faible.

3.1.1 Caractéristiques des bioréacteurs

Les propriétés des bioréacteurs, les propriétés des membranes et les propriétés du CAP sont présentées aux tableaux 3-1, 3-2 et 3-3. Les trois photos de la figure 3-2 montrent les bioréacteurs

membranaire avec et sans CAP à 10 g/L. Le schéma d'écoulement détaillé autour des bioréacteurs est présenté à la figure 1-1, dans la revue de littérature.

Tableau 3-1 Caractéristiques des membranes

Spécifications des membranes	
Technologie:	Membrane Puron à fibre creuse en Polyethersulfone (PES)
Taille des pores:	0,05 µm
Opération:	Membrane immergée sous vide
Vide max en filtration	9 psi
Pression max en lavage	14,5 psi
Surface de filtration	10 m^2

Tableau 3-2 Caractéristiques des bioréacteurs

Spécifications des bioréacteurs	
Hauteur:	2040 mm
Diamètre intérieur:	335 mm
Volume d'un réacteur	179,8 L
V. occuppé par les membranes:	8,1 L
Volume d'eau utile:	171,7 L

Tableau 3-3 Caractéristiques du charbon actif en poudre

Spécfications du charbon actif en poudre (CAP)	
Type:	PICAHYDRO LP39 (base végétale: bois)
Diamètre des grains:	D10 = 3,17 µm
	D50 = 18,7 µm
	D90 = 52,8 µm

Figure 3-2 Bioréacteur membranaire vide et son remplissage avec 10 g/L de CAP

Figure 3-3 Contacteur d'ozone et ozoneur

3.1.1.1 Système d'aération

Deux systèmes d'aération, alimentés par le même compresseur, sont installés à la base des bioréacteurs. Le premier système s'occupe de l'aération périphérique (15 LPM) et est présenté à la figure 3-4. La première utilité de l'aération périphérique est de maintenir le CAP en suspension dans le bioréacteur. Elle contribue également, mais dans une moindre mesure, à une meilleure agitation et à limiter le colmatage des membranes, par le cisaillement des bulles d'air sur la surface des membranes. Le second système est l'aération centrale (30 LPM). Ce système est intégré à la base des membranes lors de la construction du module membranaire. Son rôle principal est de limiter le colmatage des membranes grâce au cisaillement des bulles d'air sur leur surface. Tout comme l'aération périphérique, il contribue à maintenir le CAP en suspension et au mélange adéquat dans le bioréacteur.

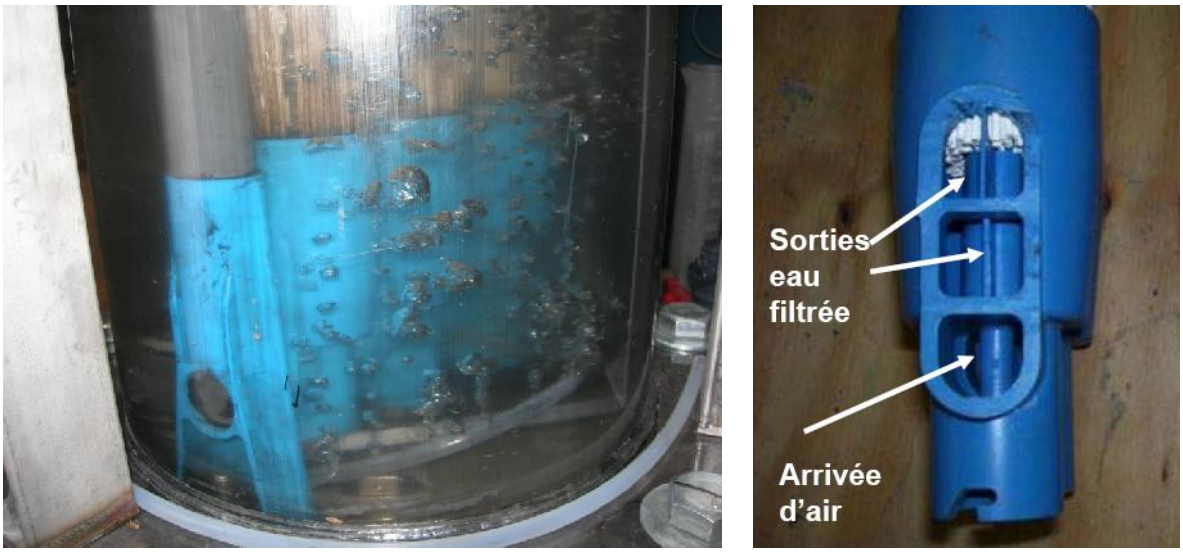


Figure 3-4 gauche: Système d'aération périphérique droite: Système d'aération intégré à la base des modules membranaires

3.1.2 Conditions d'opération des bioréacteurs

Dans le cadre du projet, les bioréacteurs ont été opérés du mois de février 2010 jusqu'en décembre 2010. Cette période d'opération se divise en deux phases distinctes, soit la phase I, du 19 février au 9 mai et la phase II, du 13 mai au 14 décembre. La première phase se caractérise par l'opération des bioréacteurs sans ajouts ni purges de CAP, avec un bioréacteur ayant un âge de

boues croissant jusqu'à plus de 200 jours. Quant à la deuxième phase, elle se caractérise par l'opération des bioréacteurs à un âge de boues constant fixé à 30 jours ou à 60 jours. Pour chacune de ces deux phases, la seule différence entre les deux bioréacteurs est qu'un des deux ne contient pas de CAP. Les caractéristiques d'opérations des bioréacteurs pour la phase I et la phase II sont présentées au tableau 3-4. Les paramètres d'opérations sont décrits plus en détails aux sections suivantes.

Tableau 3-4 Paramètres d'opération pour les deux bioréacteurs durant la phase I et la phase II

Paramètre d'opération	Phase I		Phase II	
	BRM avec CAP	BRM sans CAP	BRM avec CAP	BRM sans CAP
Flux membranaire	15-25 LMH	idem	15 - 25 LMH	idem
Débit de filtration	150 - 250 L/h	idem	150 - 250 L/h	idem
Débit de rétro-lavage	300 L/h	idem	300 L/h	idem
Débit d'aération	45 L/min	35 L/min	40 L/min	35 L/min
Concentration de CAP	12 g/L	0 g/L	10 g/L	0 g/L
âge du CAP / de la boue	220 - 300 jours	0 - 77 jours	0 - 60 jours	idem
Ozonation	1,2 mg/L	idem	0 - 1,2 mg/L	idem
Température	6 - 17 °C	idem	30 - 7 °C	idem
Durée	77 jours	idem	215 jours	idem
Période	Jour 1 à 77		Jour 83 à 298	
Dates d'opération	22 fév. 2010 au 7 mai 2010		13 mai 2010 au 14 déc. 2010	

3.1.2.1 Détails sur l'opération durant la phase I

Au début, le débit de filtration était fixé à 150 L/h (15 LMH) afin de s'assurer que le colmatage ne progresse pas trop rapidement. Compte tenu de la lente progression du colmatage, le débit a été augmenté à 250 L/h (25 LMH) dès le 33e jour, pour tenter de démontrer qu'il est possible d'opérer le procédé à 25 LMH. Le débit est ensuite resté à 250 L/h, sauf lors des pannes ou des lavages des membranes.

Les membranes utilisées pour cette phase sont des membranes neuves, qui avaient été conservées pour environ 12 mois. Durant la période de conservation, les membranes étaient recouvertes de glycérine, tel que recommandé par le manufacturier. Toutefois, la période de conservation du

module a été plus longue que les trois mois maximum recommandés par le manufacturier. Les conséquences d'une trop longue période de conservation ne sont pas bien connues, hormis que les membranes trop vieilles tendent à sécher. Par rapport à cet aspect, les membranes ne semblent pas avoir été endommagées, car elles étaient encore souples et n'ont pas présenté de bris d'intégrités lors de leur mise en service. Pourtant, il est tout de même possible que cette longue période de conservation ait eut un impact sur leur intégrité, tel que discuté à la section 4.4.

Le CAP utilisé durant la phase I est dans un bioréacteur depuis le 12 juillet 2009. C'est le même CAP qui était utilisé pour l'étude de Charest (2009). Au début de la période d'essais, le CAP était âgé de 222 jours. Comme il n'y avait aucun ajout de CAP ni de purges, à la fin de la période d'essais, 79 jours plus tard, il était âgé de 301 jours. De son côté, le bioréacteur sans CAP accumulait toutes les MES provenant de l'eau décantée-ozonée. Cette boue avait un âge qui a augmenté jusqu'à 79 jours.

3.1.2.2 Détails sur l'opération durant la phase II

Le débit de filtration durant cette phase est resté constant à 250 L/h, à quelques exceptions près. Premièrement, pour le bioréacteur sans CAP, en raison d'un bris de pompe, le bioréacteur a opéré à 20 LMH (200 L/h) pour une période de 24 jours, du 105e au 129e jour d'opération. Deuxièmement, suite à la fin des essais sur base hebdomadaire, le 7 octobre 2010, le débit de filtration a diminué à 150 L/h (15 LMH) pour les deux bioréacteurs. Il a été augmenté à 250 L/h (25 LMH) pour le test d'ozonation (248e jour), puis il a été fixé à 22 LMH (220 L/h) jusqu'à la fin des essais.

Les membranes utilisées sont les mêmes que celles de la phase I. Elles ont été nettoyées physiquement et chimiquement entre les deux phases. Le CAP utilisé est du CAP neuf, du type mentionnée au tableau 3-3 (section 3.1.1). L'âge de boue est identique pour les deux bioréacteurs durant la phase II. La figure 3-5 présente l'âge de boue des bioréacteurs pour les phases I et II.

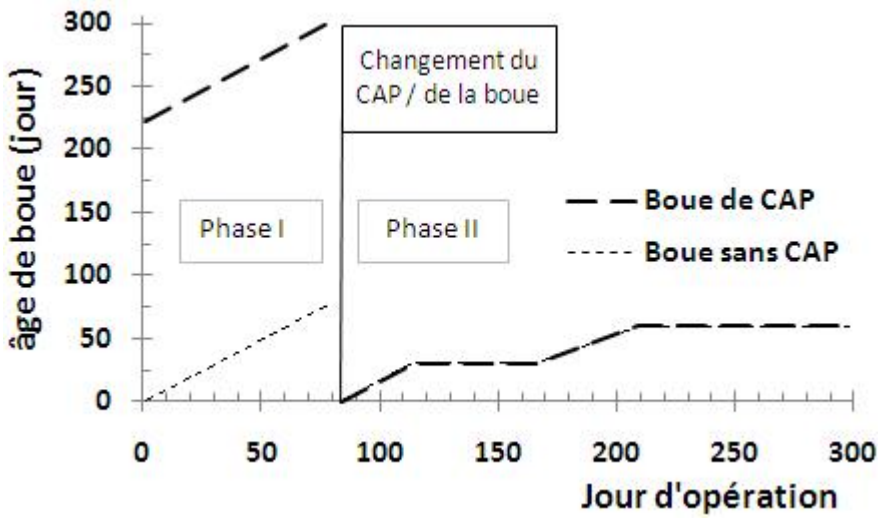


Figure 3-5 Âge de la boue pour le bioréacteur avec CAP et le bioréacteur sans CAP

3.1.2.3 Cycles de filtration

Dans le cadre de ce projet, le cycle de filtration optimal n'a pas été recherché. Le débit de rétro-lavage et la durée du cycle de filtration sont restés constants pour toute la période d'étude. Ces valeurs sont restées constantes afin de ne pas influencer le traitement de l'eau et la progression du colmatage. Le tableau 3-5 montre le cycle de filtration utilisé pour l'ensemble du projet.

Tableau 3-5 Description du cycle de filtration

Temps de filtration	5	min
Délai avant reprise du lavage	5	sec
Temps de lavage	1	min
Délai avant reprise de la filtration	5	sec
Temps total d'un cycle	6,2	min

3.1.2.4 Ozonation

Durant la phase I, l'ozonation est opérée en continue à une dose d'environ 1,2 mg/L. Compte tenu du COD moyen de l'eau décantée, cette dose est équivalente à 0,42 mg O_3 par mg C, ce qui est à la limite de la plage recommandée pour la filtration sur CAB. Durant la phase II, plusieurs essais ont été réalisés sans ozonation. La figure 3-6 montre la dose d'ozone tout au long du projet. Le pic de la dose d'ozone autour du 250e jour est un essai pour observer l'impact sur la

biomasse d'un résiduel d'ozone dans les bioréacteurs. Cet essai est discuté en détails à la section 5.8 des résultats.

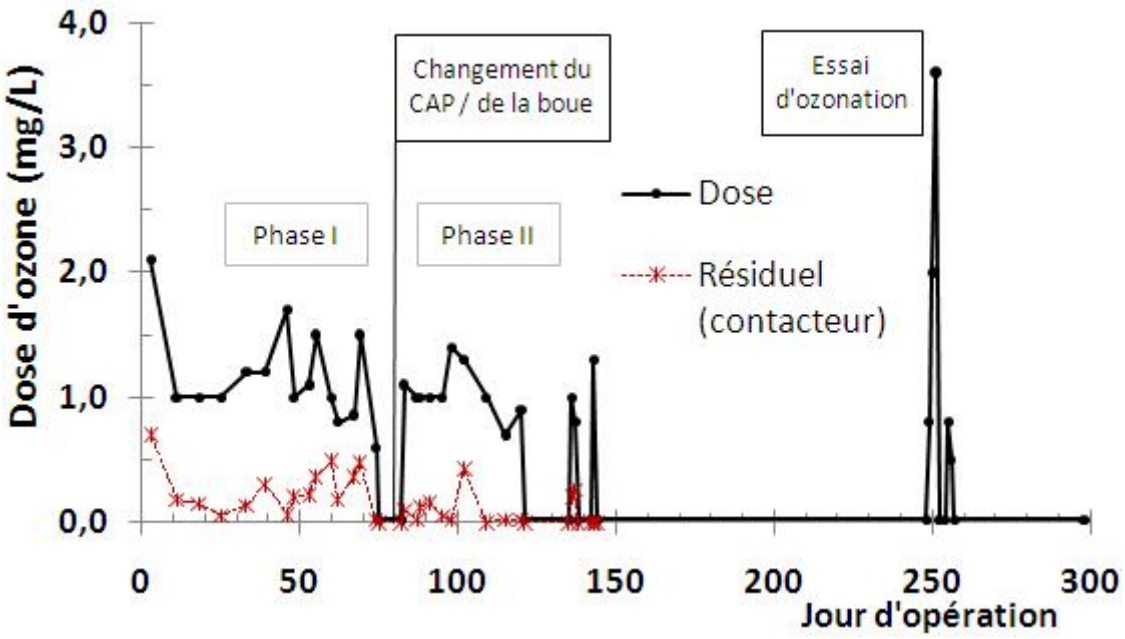


Figure 3-6 Doses d'ozone appliquées à l'eau décantée et résiduel à la sortie du contacteur pour la durée de l'étude

3.1.3 Lavages chimiques et lavages physiques

La procédure du lavage chimique utilisée (tableau 3-6) est inspirée de la procédure recommandée par le manufacturier des membranes *Puron* (Koch Membrane Systems Inc., 2010a).

Tableau 3-6 Procédure de lavage chimique

Étape	Produit	pH	Température (°C)	Temps de contact
1 -Transfert de la boue	NA	NA	NA	NA
2 - Lavage basique	NaOCl [Cl_2] = 1,2 g/L	10,5 à 11,5	35 à 40	1 h
3 - Rinçage	eau de service	NA	NA	NA
4 - Lavage acide	acide citrique [$C_6H_8O_7$] = 0,9 g/L	2 à 3	35 à 40	1 h
5 - Rinçage	eau de service	NA	NA	NA

Charest (2009) a démontré que cette procédure à elle seule s'est avérée trop peu efficace pour le recouvrement de la perméabilité des membranes. Afin d'obtenir un lavage chimique efficace, il a été choisi de suivre la recommandation de Charest (2009) et d'effectuer des lavages physiques préalables aux lavages chimiques pour déloger le CAP collé aux membranes. La figure 3-7 présente le matériel utilisé pour les lavages physiques. Afin d'être réalisé, le module membranaire est retiré du bioréacteur et installé dans un bassin vide. Le CAP est délogé de la membrane au moyen de la pression du jet d'eau de service. Les fibres sont délicatement écartées les unes des autres pour également nettoyer le centre des ballots de fibres. Ce lavage comporte des risques, car les fibres de la membrane sont sensibles et doivent être manipulées avec soin pour éviter de les endommager. Il est probable que ce soit les manipulations lors des lavages physiques qui ont été responsables de la perte d'intégrité survenue durant la phase II, discutée à la section 4.4.

Figure 3-7 Bassin et boyau pressurisé utilisés pour le lavage physique. Les amas de CAP sur le module ainsi que les deux premières sections des membranes sont nettoyés

3.2 Procédé de l'usine de filtration de Sainte-Rose

L'effluent du BRM-HCCAP est comparé à l'effluent d'un filtre à charbon actif biologique granulaire de l'usine de Sainte-Rose. Il est donc essentiel de connaître le traitement de l'usine, afin de mieux comparer l'effluent du BRM-HCCAP à celui de l'usine. Voici le procédé de traitement de l'usine de filtration de Sainte-Rose accompagné des doses moyennes de produits utilisés durant la période d'étude :

- **Décantation :** 4 décanteurs lamellaires à lits de boues pulsées « Degrémont Superpulsator » avec l'utilisation d'alun (Moyenne : 52 mg/L, base sèche; 26 à 112 mg/L) et de silice activée à l'aluminate de sodium (1,5 à 2,8 mg/L).
- **Filtration sur sable-anthracite** : 6 filtres bicouches « Aquazur V » avec 150 mm de sable et 650 mm d'anthracite.
- **Ozonation** : 2 colonnes de contact, d'une capacité unitaire de 55 000 m^3/d offrant un temps de contact de 12 minutes et une dose moyenne de 1,95 mg/L (1,0 à 3,9 mg/L)
- **Injection de chlore** : dosage de 0,3 mg Cl_2/L
- **Filtration sur charbon actif biologique granulaire :** 6 filtres à doubles cellules. Le filtre à l'étude est composé d'une couche de 156 cm de charbon actif en grain Picabiol H120 et d'une couche de 27 cm de sable, pour un temps de contact en fût vide de 18 minutes.
- **Post-désinfection au chlore**
- **Réajustement du pH (chaux) de l'eau avant distribution.**

3.3 Méthodes expérimentales

Le tableau 3-7 présente les appareils de mesures utilisés pour le suivi en continu des données d'opération au pilote. Le tableau 3-8 présente les méthodes analytiques utilisées.

Tableau 3-7 Appareils de mesure en continue automatisés au pilote

Analyses	**Appareils**
Carbone organique total (COT)	Analyseur Sievers 900
Température / pH	Combinée Hach, GLI international, model P53
Turbidité	Turbidimètre HACH 1720E
Pression	Siemens, modèle SITRANS P, série DS III PA7MF4*34
Débit	Débitmètre Krohne
Ozone	Hach Ozone analyzer 9185 sc

Tableau 3-8 Méthodes analytiques en laboratoire

Analyses	**Description**	**Référence**
Absorbance UV (254 nm)	Spectrophotométrie à 254 nm (Spectrophotomètre Biochrome 3100, cellule de 1 cm)	Méthode 5910B, Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (American Public Health Association (APHA) & American Water Works Association (AWWA), 2005)
Azote ammoniacal ($N\text{-}NH_4^+$)	Colorimétrie au bleu d'indophénol (Spectrophotomètre Biochrome 3100, cellules de 2 ou 5 cm)	AFNOR, code NF T 90-015 (Association Française de Normalisation (AFNOR), 1990)
Chlore résiduel	Colorimétrie à la DPD (Spectrophotomètre Biochrome 3100, cellule de 2 cm)	Méthode 4500 – Cl G, Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 2005)
Carbone organique dissous (COD)	Analyseur de carbone total de marque Sievers 5310C avec échantillonneur automatique	Méthode 5310C, Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 2005)
Carbone organique dissous biodégradable (CODB)	Consommation du COD après 30 jours d'incubation. Inoculum : eau brute de la rivière des Mille-Iles	(Servais, Billen, & Hascoet, 1987)
Ozone résiduel	Colorimétrie à l'indigo (Spectrophotomètre Biochrome 3100, cellule de 2 cm)	Méthode 4500 – O_3, Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 2005)
Trihalométhanes (THM - CFU)	CFU (Conditions de formation uniforme) : T = 22°C, pH = 8, 1,0 ppm de Cl_2 résiduel après 24h	Méthode 6232B, Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 2005)
Acides haloacétiques (AHA - CFU)	CFU (Conditions de formation uniforme) : T = 22°C, pH = 8, 1,0 ppm de Cl_2 résiduel après 24h	Méthode 6251B, Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 2005)
MES	Filtration sur 1,2 um. Échantillon réalisés en triplicata de filtration	Méthode 2540D Std. Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 2005)
Analyses HPSEC-UV	Waters 2695 Separation Module HPLC system équipé avec un Waters 2998 Photodiode Array Detector	Méthode 5910B Std. Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 2005)
Analyses de métaux	ICP-AES (inductively coupled plasma-atomic em. spectrometry)	Méthode 200.7 revision 5.4 (United States Environmental Protection Agency (USEPA), 1994)

Le colmatage des membranes est suivi par le billet de la lecture de la pression transmembranaire à l'aide de la sonde de pression. Toutefois, la sonde de pression est installée à 0,6 m au-dessus de la surface d'eau du bioréacteur. Cette hauteur d'eau correspond à une pression de 0,85 psi. Pour l'analyse des données de la PTM, une correction manuelle de -0,85 psi est appliquée sur l'ensemble de ses lectures de façon à normaliser la PTM par rapport à la surface de l'eau, soit la pratique courante de l'industrie.

3.3.1 Tests de flux critique

Comme nous l'avons vu dans la revue de littérature, la définition précise du flux critique varie selon les auteurs. Le flux critique peut être défini comme étant le flux auquel aucun colmatage ne survient. Comme une telle absence de colmatage ne peut pas s'appliquer à un affluent complexe (Bacchin, et al., 2006) comme le BRM-HCCAP, il a été choisi d'utiliser le terme « flux soutenable » (*sustainable flux*) pour définir le flux optimal d'opération. Il existe plusieurs façons de déterminer le flux soutenable. Dans cette étude, il a été choisi d'utiliser la méthode des sauts de flux (*flux stepping*) (Bacchin, et al., 2006). Spécifiquement, dans cette étude, plusieurs niveaux de flux d'opération ont été imposés pour 12 minutes (2 cycles de filtration) et pour chaque flux imposé, la PTM a été prise en note. La méthode consiste à augmenter le flux de deux niveaux, puis à l'abaisser de 1 niveau, et ainsi de suite. La figure 3-8 présente le flux imposé pour les tests de flux critique de cette étude. Il y a donc deux mesures de PTM enregistrées pour chaque niveau de flux. Le deuxième enregistrement de la PTM pour un même flux survient lorsque le flux est abaissé d'un niveau. En absence de colmatage, cette lecture devrait être identique à la première lecture de la PTM enregistrée. Lorsque la PTM est plus grande lors du deuxième enregistrement, cela signifie qu'il y a eu colmatage et que le flux critique a été dépassé. Tel que discuté dans la revue de littérature, un colmatage nul est irréaliste. Au lieu de rechercher le flux critique (colmatage nul), cette méthode permet de juger l'importance du colmatage selon les différents flux. Il convient alors de trouver le flux soutenable, flux auquel le colmatage n'est pas trop élevé, i.e. qu'il peut être gérer adéquatement par les rétro-lavages.

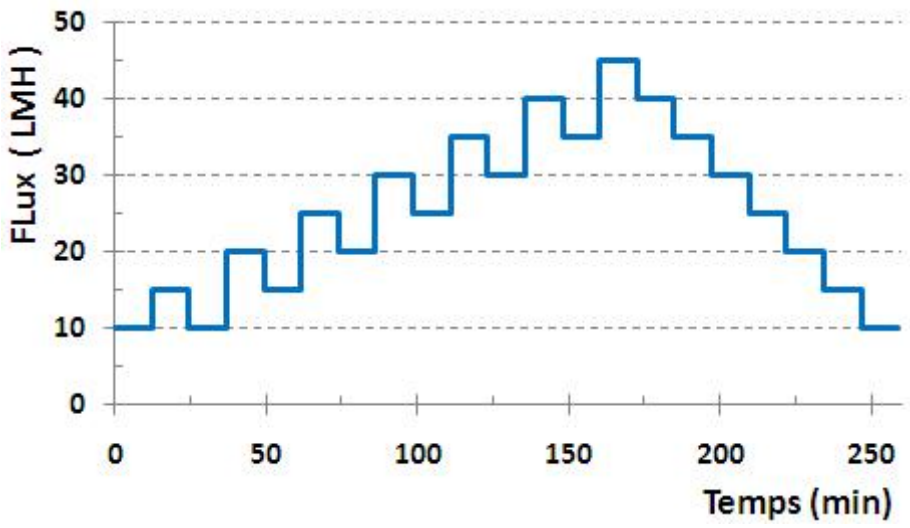


Figure 3-8 Flux lors des tests de flux critique. Un point de PTM est enregistré pour chaque « plateau » de flux

Une seconde méthode, plus simple que la méthode des sauts de flux, a également été utilisée pour déterminer le flux d'opération optimal. Elle consiste à mettre en relation le PTM et le flux. En absence d'agents colmatants, la loi de Darcy prédit que la PTM augmentera linéairement avec le flux. Cependant, cette droite déviera de la linéarité à partir du flux critique en raison de la formation d'un gâteau de filtration. Cette méthode peut être utilisée même si les lectures de PTM sont réalisées à partir de la méthode des sauts de flux. D'ailleurs, cette méthode s'est avérée être bien plus pratique car la méthode des sauts de flux n'a pas permis de déterminer avec précision un flux optimal d'opération. En effet, la méthode des sauts de flux n'a pas permis de distinguer avec suffisamment de précision l'écart de PTM entre chaque pallier de flux pour cibler un flux soutenable précis. Nous recommandons donc, pour des futures études, d'utiliser la seconde méthode proposée, car la méthode des sauts de flux, plus longue à réaliser, n'a pas permis d'apporter de résultats additionnels.

CHAPITRE 4 RÉSULTATS DES CONDITIONS OPÉRATIONNELLES

Ce chapitre présente et discute des résultats concernant les conditions opérationnelles des bioréacteurs soit principalement la caractérisation du CAP dans le bioréacteur ainsi que toutes les questions entourant la problématique du colmatage membranaire.

4.1 Répartition et caractéristiques du CAP et de la boue dans les bioréacteurs

4.1.1 Concentration du CAP dans les réacteurs

Durant la phase I, la totalité des MES provenant de l'eau décantée étaient accumulées dans les bioréacteurs. On note une accumulation d'environ 3 g/L en 60 jours, ce qui implique que la concentration de MES à l'eau décantée soit d'environ 10 mg/L en supposant une distribution uniforme de la concentration en MES dans le bioréacteur sans CAP. Entre les deux phases, le CAP du premier bioréacteur a été remplacé par du CAP neuf et la boue du deuxième bioréacteur a été complètement évacuée. Durant plusieurs périodes de la phase II, des ajouts et purges ont été réalisé afin de maintenir un âge stable de boue de 30 ou 60 jours. La concentration totale de matières en suspension présente dans les bioréacteurs est présentée à la figure 4-1.

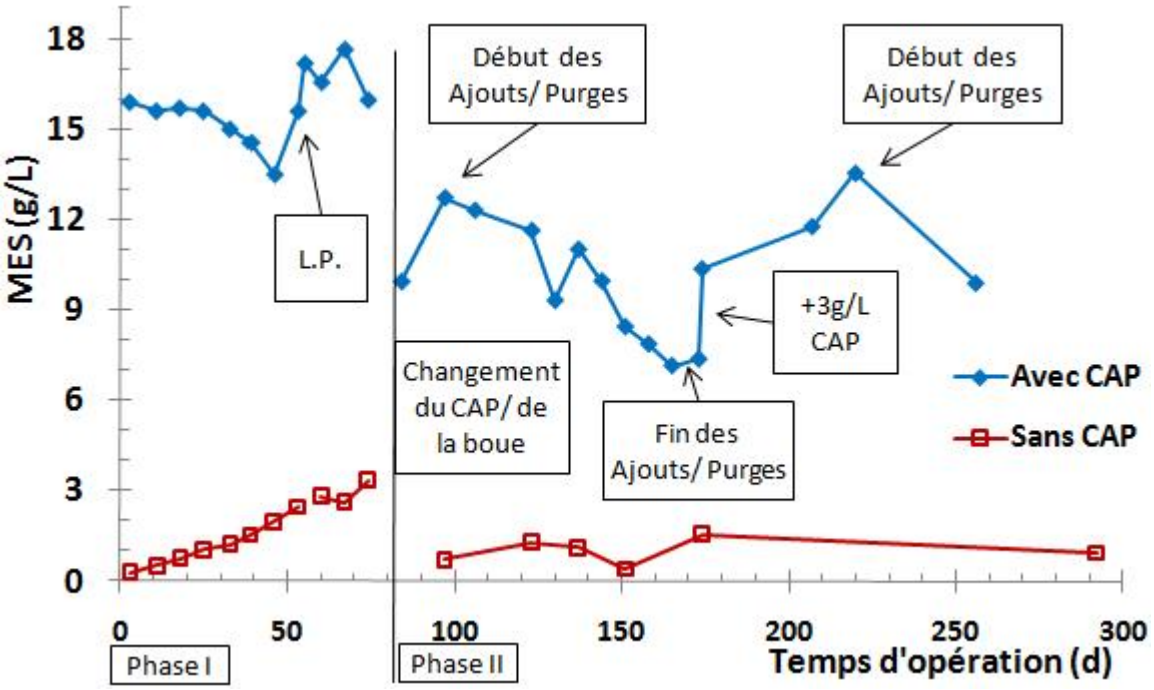


Figure 4-1 Concentration de MES dans les bioréacteurs (L.P. : lavage physique)

La concentration totale initiale pour le réacteur avec CAP est de 16 g/L au jour 0. Comme le CAP est alors déjà âgé de 200 jours, une partie de cette masse est en réalité de la boue accumulée avec le CAP. Par l'analyse de la proportion de MVES dans la boue combinée en comparaison à l'eau décantée et au CAP frais, il a été évalué qu'il y avait 12 g/L de CAP à ce moment. Durant la phase II (Jour 80), la concentration initiale de CAP a été fixée à 10 g/L et a été maintenue, autant que possible, autour de cette valeur cible.

4.1.2 Formation du gâteau de CAP

En absence de purges, les bioréacteurs accumulent l'ensemble des MES provenant de l'eau décantée (environ 45 mg/d), comme c'est le cas pour le bioréacteur sans CAP durant la phase I. Toutefois, on note une baisse de la concentration des MES pour le bioréacteur avec CAP durant les 53 premiers jours d'opération. Cette baisse est causée par l'agglomération du CAP sur les fibres des membranes, c'est-à-dire à la formation d'un gâteau de CAP. Au 53e jour d'opération, un lavage physique a été réalisé (identifié L.P. sur la figure 4-1). Le lavage physique a délogé le CAP aggloméré sur les membranes pour le remettre en suspension. C'est la raison pour laquelle on observe une augmentation de la concentration de CAP dans le réacteur. La masse totale de CAP n'a pas réellement augmenté. Il y avait donc près de 4 g/L de boue de CAP aggloméré sur les membranes, soit l'équivalent 400 mg/m^2 de membrane si on fait l'hypothèse improbable d'une distribution uniforme sur la surface. Durant la phase II, lorsque le CAP a un âge de 30 jours ou de 60 jours, la couche de CAP sur les membranes et l'accumulation entre les fibres est demeurée minimale. Il est possible qu'avec une durée d'opération plus longue, un plus gros gâteau de CAP se serait éventuellement formé sur les membranes. Il en reste qu'un âge de boue de 60 jours ou moins semble causer une agglomération plus lente du CAP sur les membranes par rapport à un âge de CAP de plus de 200 jours, puisque la perte de masse lorsque le CAP a moins de 60 jours est également associé à un déséquilibre entre les ajouts/purges, discuté à la section 4.1.3.

Cette accumulation de CAP est bien moins importante que celles retrouvés par Charest (2009) et Seo et al. (2005), qui ont accumulé respectivement 10,0 g/L et 11,5 g/L sur les membranes. Ces auteurs avaient des concentrations plus grandes de CAP, ayant respectivement 20 g/L et 40 g/L par rapport à 10 g/L pour l'étude en cours. De plus, ils ne maintenaient pas un âge fixe de CAP,

le laissant vieillir toujours plus. L'utilisation d'une concentration plus faible de CAP, soit 10 g/L et moins, ainsi que le maintient d'un âge fixe de ce dernier, semblent donc être deux stratégies efficaces pour limiter la formation du gâteau de CAP.

4.1.3 Décantation et granulométrie du CAP

Durant la phase II, au 173e jour d'opération, un ajout ponctuel de 3 g/L de CAP frais a été réalisé. Cet ajout a été fait afin de maintenir une concentration moyenne de 10 g/L de CAP dans le bioréacteur. Il a en effet permis de compenser pour la décroissance de la masse survenue lors des ajouts/purges réalisés entre le 115e jour et le 165e jour d'opération. Il n'était pas attendu que la masse de CAP diminue durant la phase d'opération. Trois explications sont possibles : (i) puisqu'il s'agit d'une période durant laquelle il y avait des ajouts et des purges de CAP, il est possible que ces derniers n'aient pas bien été calibrés. Il est ainsi possible qu'il y ait eu trop de purges par rapport à la masse de CAP ajoutée. De multiples vérifications ont été réalisées dès la mise en route des ajouts/purges, sans pour autant arriver à identifier un problème, soit au niveau des ajouts ou au niveau des purges. La seconde hypothèse est (ii) qu'on retrouve dans le réacteur un gradient de concentration provoquée par la décantation et ce, malgré le mélange provoqué par l'aération et l'injection d'eau. Cependant, les essais ont montré que la concentration de CAP près de la surface et près du fond est identique. Il n'y a donc pas de gradient de concentration; confirmant que le bioréacteur est complètement mélangé. Une troisième hypothèse a alors été soulevée : (iii) il est possible que certains amas de CAP se retrouvent directement sur le fond du bioréacteur. Comme la conduite de purge se situe au fond, les amas de CAP sont évacués du bioréacteur, ce qui provoque une perte de masse à long terme. Ces amas pourraient provenir de détachements issus du gâteau de CAP ou bien de l'agglomération des particules de CAP en suspension. Ce phénomène d'agglomération des particules de CAP entre elles-mêmes est discuté plus en détails ci-après.

Certains auteurs signalent que plus le temps de séjour augmente, plus les particules dans les bioréacteurs avec ou sans CAP deviennent petites, par effet d'abrasion (Khan, et al., 2002). Par contre, concernant l'étude en cours, pour le bioréacteur avec CAP, l'effet était inverse. Un temps de séjour plus long entraîne la formation de particules plus volumineuses. Certains flocs de CAP atteignaient la taille de quelques millimètres. Cet effet a été étudié plus en détails lors de l'étude

de Charest (2009). Ce dernier utilisait le même affluent et le même système d'aération. Des essais de décantation, comparant le CAP neuf par rapport au CAP biologique, ont démontré que le CAP biologique décantait beaucoup plus rapidement. Une étude sur le même type CAP et un âge de CAP semblable arrive aux mêmes conclusions : le CAP biologique décante plus rapidement car leur diamètre est plus grand puisque plusieurs particules se sont agglomérées (Markarian, 2009). L'auteur attribue ce phénomène à l'activité bactérienne qui relargue des substances exopolymériques qui font coller les agrégats de CAP. En bref, certaines études signalent que le CAP s'agglomère, alors que d'autres études signalent que le CAP se fractionne. Ces résultats, en apparence contradictoires, auraient peut-être une explication reliée au prétraitement de l'affluent. En effet, pour l'étude en cours, l'eau d'affluent est décantée et coagulée à l'aide d'une dose considérable d'alun (environ 50 mg/L), ce qui favorise probablement la coagulation. L'étude de Lebeau et al. (1998), qui utilise aussi une eau coagulée et décantée, obtient des particules de CAP ayant un diamètre 2 fois supérieure après 62 jours d'opération. D'un autre côté, l'étude de Khan et al. (2002), qui signalaient une réduction de la taille des particules, n'utilisait pas de coagulation en amont. En se basant sur ces différentes études, il semble que le prétraitement de coagulation-décantation combiné à l'action biologique du CAP aurait pour effet de provoquer la floculation dans le bioréacteur. Comme le diamètre des particules augmente, ces dernières décantent plus rapidement. Ceci pourrait expliquer pourquoi il pourrait y avoir un dépôt de CAP dans le fond du bioréacteur. Ce dépôt, en combinaison avec une accumulation sur les membranes, expliquerait alors pourquoi il y avait une perte de masse dans le bioréacteur.

4.1.4 Évolution de la composition du CAP

La figure 4-2 compare la composition du CAP neuf par rapport au CAP âgé de 240 jours. Ces diagrammes sont réalisés à partir d'une analyse en concentration de métaux (par ICP-AES), d'une analyse en composition carbone du CAP vierge et des analyses en MES.

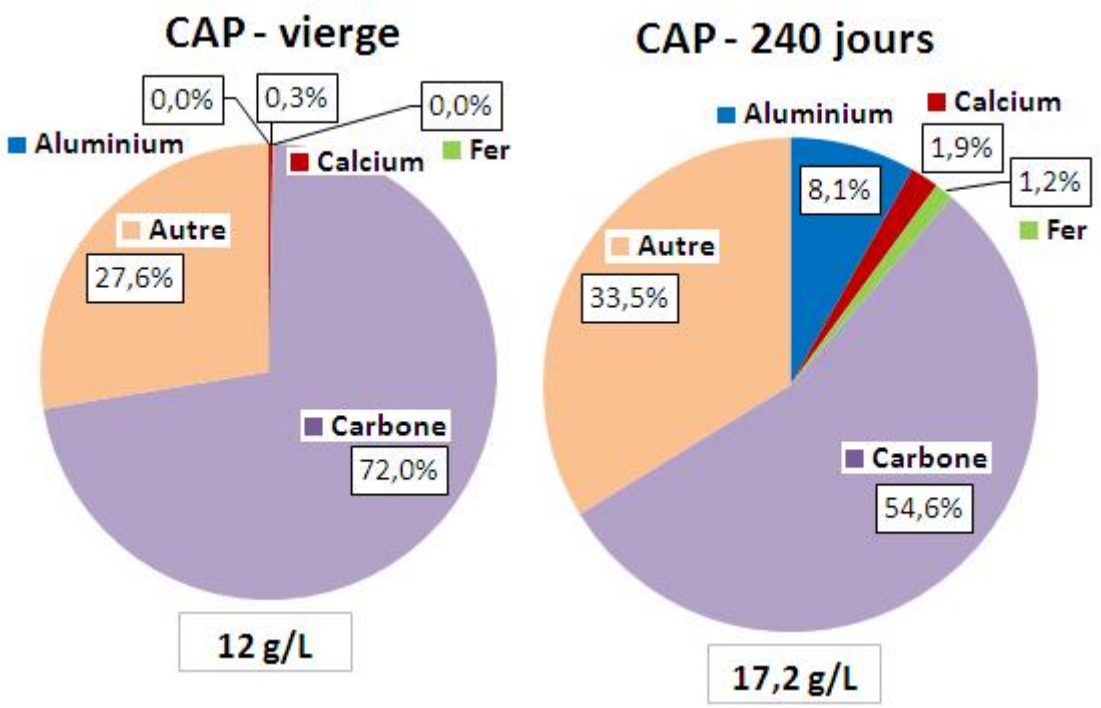


Figure 4-2 Composition du Charbon Actif en Poudre âgé de 0 jours et de 240 jours

Par déduction, les éléments retrouvés dans la catégorie « Autre » sont principalement de l'oxygène, de l'azote, de l'hydrogène, du phosphore ainsi que plusieurs autres éléments non-métalliques. Leur proportion n'a pas été évaluée.

Il faut noter que les diagrammes de la figure 4-2 expriment la concentration des éléments en pourcentage de la concentration totale du CAP. La concentration totale du CAP pour le CAP vierge est de 12 g/L. Pour le CAP de 240 jours, elle est de 17,2 g/L. Malgré la diminution de la concentration relative du carbone, sa masse totale a augmenté de 9,0 g/L à 9,4 g/L entre le CAP vierge et le CAP de 240 jours.

La figure 4-2 permet de mettre en évidence l'accumulation de l'aluminium avec l'âge du CAP. À un âge de 240 jours, il y avait près de 1,4 g/L (8,1%) d'aluminium dans le bioréacteur. Cet aluminium proviendrait principalement du résiduel d'alun de l'eau décanté. Il est à noter qu'une concentration de 1,4 g Al/L correspond à une dose d'environ 15 400 mg/L (Al_2SO_4-$14H_2O$). Une telle concentration pourrait avoir un effet inhibiteur sur la biomasse, ce qui sera discuté au chapitre 5.

4.2 Colmatage des membranes

Le colmatage des membranes a été suivi durant toute la période d'étude, par le billet de la lecture de la pression transmembranaire. Les données de pression doivent prendre en compte l'effet de la température pour pouvoir être comparée. L'équation suivante permet de prendre en compte l'effet de la température pour les lectures de pression (United States Environmental Protection Agency (USEPA), 2005) :

$$TMP_{20} = TMP_T \ (\mu_T / \mu_{20}) \qquad (7)$$

Où : TMP_{20} : Pression transmembranaire normalisée à 20 ^oC (psi)

TMP_T : Pression transmembranaire à la température T (psi)

μ_T : Viscosité de l'eau à la température T (kg/m/s)

μ_{20} : Viscosité de l'eau à 20 ^oC (kg/m/s)

La figure 4-3 présente la pression transmembranaire des deux bioréacteurs pour les deux phases d'opération. Plusieurs éléments sur la courbe de la PTM du bioréacteur avec CAP méritent une attention particulière. Ces évènements sont généralement caractérisés par une discontinuité de la droite et sont identifiées de la lettre « a » à la lettre « r ». Le tableau 4-1 présente une brève description de ces évènements.

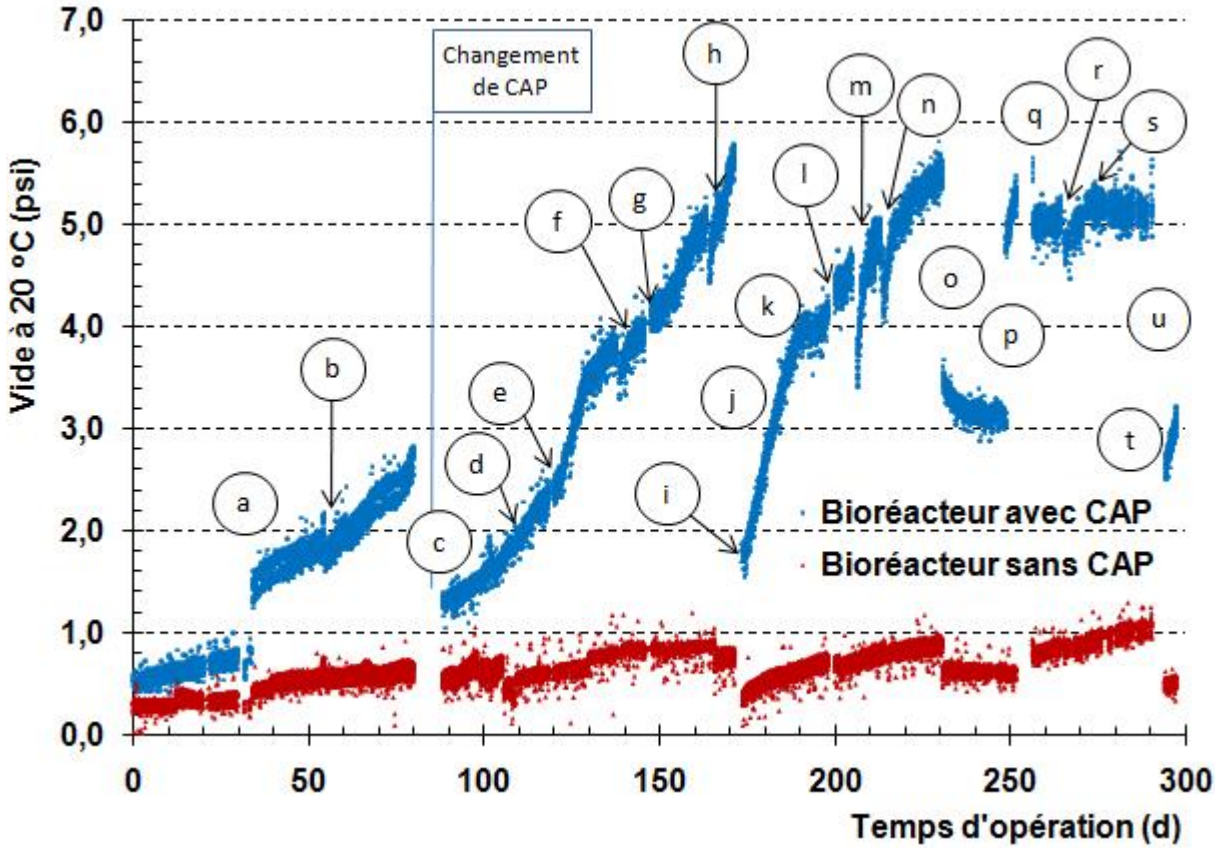


Figure 4-3 Évolution de la pression transmembranaire au fil des jours d'opération

Tableau 4-1 Identification des évènements concernant l'évolution de la PTM de la figure 4-3

ID	Description et Explication
a	Flux augmente de 15 LMH à 25 LMH
b	Lavage physique
c, j, u	Lavage chimique et lavage physique
e	arrêt de l'O_3 en continu
f, h, r	arrêt de filtration, d'une durée de 8h à 20h
g, l	panne d'enregistrement des données
d, k	Début des ajouts/purges (d=30 jours; k=60 jours)
m	Perte d'intégrité et arrêt des modules pour 38h
n	Lavage physique et réparation de la fuite
o, p	Flux change de 25 LMH à 15 LMH
q	Flux diminue de 25 LMH à 22 LMH
t	Flux à 25 LMH
i, s	Ajout de CAP frais (i: 3g/L; s: 2g/L)

En présence de CAP, à un flux de 25 LMH, la durée d'opération avant qu'un lavage chimique soit requis est de l'ordre de trois mois. Cette durée n'est qu'approximative, car la durée réelle de filtration dépend de l'ensemble des conditions d'opération du bioréacteur, qui ont toujours légèrement changées tout au long de l'étude. L'impact du flux d'opération, de la présence de CAP, de l'âge du CAP et de l'ozonation sont discuté en détails dans les sections 4.2.1 à 4.2.3.

Toujours en observant la figure 4-3, on remarque que les deux droites de données ont une amplitude d'environ 0,3 psi. Contrairement à ce qui pourrait être supposé, cette amplitude n'est pas du à l'augmentation de la PTM lors d'un cycle de rétro-lavage. En effet, l'augmentation de la PTM était imperceptible entre le début et la fin d'un même cycle. Cette variabilité est plutôt expliquée par 1 facteur principal, soit l'oscillation du débit de filtration autour de la valeur cible de 250 L/h. Ce dernier oscillait entre 270 L/h et 230 L/h, pour se fixer à 250 ± 3 L/h après une quinzaine de seconde lors du retour en filtration. Cette incertitude n'est pas suffisante pour nuire à l'analyse adéquate des données.

4.2.1 Impact du flux

Le flux transmembranaire est un des paramètres les plus déterminants pour l'opération des membranes. Pour cette étude, le flux était fixé à 25 LMH, à l'exception des 33 premiers jours d'opération (15 LMH), du 230e jour au 248e jour (15 LMH) et du 256e au 287e jour (22 LMH). Ces valeurs de flux ne sont pas corrigées par la température. La figure 4-3 montre des « sauts » de pression aux points a, o et p. Ces derniers sont directement causés par le changement de flux, qui passe de 15 à 25 LMH. Entre les points o et p, où le flux est à 15 LMH, on remarque un élément frappant : au lieu de se colmater, les membranes se nettoient progressivement (i.e. que le vide normalisé nécessaire diminue). De plus, lorsque le flux est rétabli à 25 LMH (point p), la pression transmembranaire requise est plus basse qu'elle ne l'était précédemment pour le même flux d'opération. Il semble alors que la diminution du flux d'opération, pour les conditions d'opération de cette étude, peut permettre un nettoyage des membranes. Ce nettoyage pourrait être expliqué par une des conditions d'opération particulière. Pour cette étude, le débit de rétro-lavage a été maintenu fixe à 30 LMH. Comme le cycle de filtration est plutôt cours (5 min. filtration / 1 min. rétrolavage), l'impact du rétro-lavage est énorme. Le rétro-lavage fréquent combiné à la diminution du débit de filtration a permis de décolmater la membrane et d'étendre sa durée d'opération avant qu'un lavage chimique ne soit requis. Ce résultat indique clairement

que le gâteau de CAP sur les membranes cause du colmatage à moyen terme puisqu'une modification des conditions hydrodynamiques (flux et brassage) ont permis de diminuer le colmatage de la membrane.

Durant les 256e au 287e jour d'opération, le flux était de 22 LMH. Durant cette période, le colmatage associé à ce flux n'a pas pu être évalué correctement, car il y a eu un arrêt de filtration d'une durée de 20 h ainsi qu'un ajout de CAP frais de 2g/L. L'arrêt de la filtration et l'ajout de CAP frais ont tous deux aidé à réduire le colmatage. La figure 4-4 compare la progression du colmatage (la pente des droites) sous les différentes conditions d'opérations pour les deux bioréacteurs.

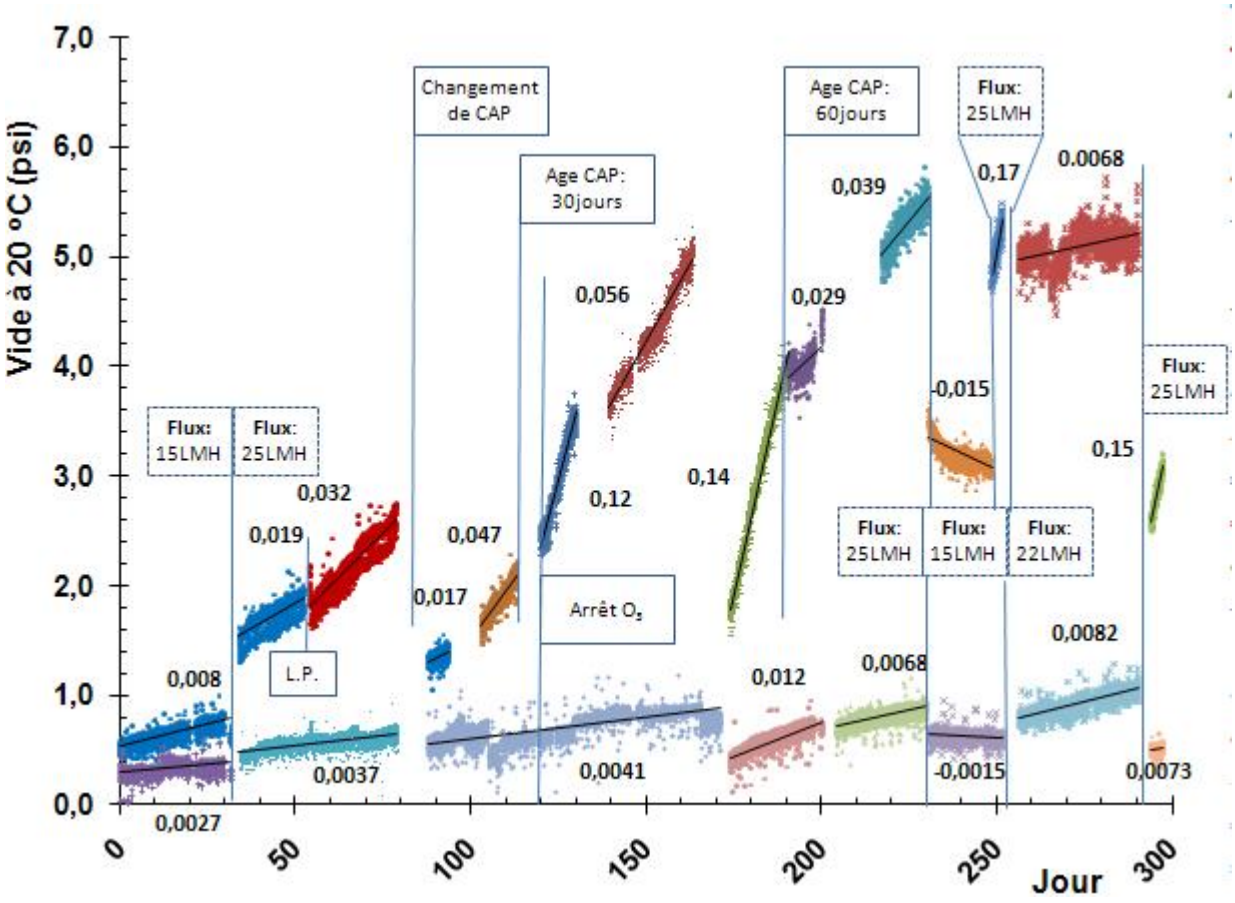


Figure 4-4 Évolution de la PTM et taux de colmatage selon les conditions d'opération

Il semble qu'il soit avantageux d'opérer à un débit plus près de 15 LMH plutôt que près de 25 LMH. Le colmatage progresse trop rapidement lorsque les membranes opèrent à 25 LMH. En observant les différentes pentes retrouvées à un flux de 25 LMH, on remarque que la progression du colmatage varie énormément même si le flux ne change pas. Il est donc difficile de statuer

d'un flux optimal auquel opérer. Ces variations sont causés par des facteurs multiples, dont un qui a une importance capitale : l'âge du CAP, discuté à la section suivante.

4.2.2 Impact du CAP et de l'âge du CAP

4.2.2.1 Impact du CAP et de l'âge du CAP sur la progression du colmatage

En observant les deux courbes de la figure 4-3, la conclusion la plus frappante est l'ampleur de l'impact qu'a le CAP biologique d'une concentration de 10 g/L sur le colmatage des membranes, quel que soit son âge. Sans le CAP, le graphique montre que pour les débits d'opération utilisés (15 LMH à 25 LMH), non seulement la pression initiale requise est bien plus faible, mais en plus la pression transmembranaire augmente très peu, même après une centaine de jours d'opération. La membrane sans CAP opère à une valeur de flux probablement plus faible que son flux soutenable maximal. Un colmatage plus sévère aurait pourtant été attendu. La littérature apporte une explication plausible à une si faible augmentation. Pour la filtration membranaire, Gao et al. (2011) signalent que la coagulation pourrait être le prétraitement le plus prometteur pour l'ultrafiltration. La coagulation avec décantation pourrait être la raison pour laquelle le colmatage dans le bioréacteur sans CAP progresse si lentement. Pour le bioréacteur avec CAP, il est vraiment incertain si la coagulation a aidé à limiter ou nuit au colmatage. Il faut noter qu'une dose insuffisante de coagulant a un effet négatif sur le colmatage, alors qu'une surdose de coagulant a un effet positif sur ce dernier (Howe & Clark, 2006). Pour le bioréacteur sans CAP, la dose de coagulant serait probablement en dose suffisante, ou même en surdose. Pour le bioréacteur avec CAP, compte tenu de la présence du CAP à 10 g/L, il est probable que la coagulation ait un effet différent.

Outre la présence du CAP, l'âge du CAP a également un impact sur le colmatage. L'impact du CAP à un âge de 0 jours, 30 jours, 60 jours et >200 jours a été étudié. Quel que soit l'âge du CAP, à une concentration de 10 g/L, il entraîne un colmatage plus rapide des membranes. Le CAP neuf, agissant en adsorption avant que la biomasse y soit pleinement développé, d'un âge de 5 à 10 jours, avec ozonation, a entraîné un colmatage de 0,017 psi/jour. Sans CAP, le taux de colmatage était 2,4 fois plus faible, à 0,0041 psi/jour. Pour le CAP biologique de 30 et de 60

jours, le colmatage était beaucoup plus important. Il dépendait toutefois de quelques autres facteurs, dont la présence de l'ozonation et la présence d'ajouts/purges. Il ne semble pas y avoir eu de différence sur le colmatage entre ces deux âges de CAP. Pour l'âge de 30 et de 60 jours, le taux de colmatage a varié respectivement de 0,047 psi/jour à 0,12 psi/jour et de 0,029 à 0,14 psi/jour. Selon les périodes, le taux du colmatage était de 2,5 à 30 plus élevé que les membranes sans CAP. À un âge de >200 jours, le taux de colmatage a variée entre 0,019 et 0,032 psi/jour. Ce taux était environ 7 fois plus élevé que s'il n'y avait pas de CAP. Par contre, cette progression était un peu plus lente que lorsque le CAP était âgé de 30 ou de 60 jours. Il était attendu qu'un CAP biologique d'un âge plus avancé entraîne un plus grand colmatage, ce qui n'a pas été le cas. L'hypothèse que le CAP biologique >200 jours acquiert des caractéristiques qui l'aident à diminuer le colmatage par rapport au CAP de 30 jours ou de 60 jours semble peu probable. Il est possible que l'impact de l'âge du CAP n'a pas été mis correctement en évidence, car elle a été éclipsée par deux autres facteurs : (i) premièrement, à un âge de >200 jours, il y avait de l'ozonation, alors que ce n'est pas le cas pour presque toute la période où le CAP avait 30 ou 60 jours et (ii) deuxièmement, l'activité biologique du CAP lorsqu'il avait 200 jours devait être plus faible. Ce manque d'activité biologique n'est pas nécessairement directement relié à l'âge du CAP, mais plutôt à la température et les conditions du CAP. Ce phénomène sera discuté principalement à la section 5.2 (nitrification). Sans une activité biologique suffisante, il est possible que le CAP colmate moins les membranes.

4.2.2.2 Impact des ajouts/purges du CAP sur la progression du colmatage

Les points « d » et « k » de la figure 4-3 correspondent à la mise en route d'ajouts/purges pour maintenir le CAP à un âge stable de 30 jours (« d ») ou de 60 jours (« k »). Au point « k », on note une diminution notable du taux de colmatage (inflexion de la pente). Dans les jours précédents ce point, où le taux de colmatage est très fort, il n'y avait aucun ajout ni de purge afin de faire vieillir le CAP plus rapidement à l'âge désiré (de 30 jours à 60 jours). L'ajout de CAP frais sur une base régulière a donc une importance notable sur le taux de colmatage. En d'autres termes, un CAP âgé de 60 jours contenant le 1/60 de sa masse totale dosée la journée même entraînera moins de colmatage qu'un CAP âgé 60 jours ne contenant pas de CAP frais. Il est donc important d'effectuer des ajouts/purges sur une base régulière. Toutefois, l'impact du début des ajouts/purges n'a pas été aussi important pour le CAP âgé de 30 jours (point « d »). Il est possible

que cet impact soit de moindre importance lorsque l'âge du CAP est plus jeune, ou lorsque la biomasse a récemment été développée sur ce dernier.

4.2.2.3 Impact du CAP et de l'âge du CAP sur la pression transmembranaire

Il convient de bien distinguer l'impact du CAP sur le colmatage et l'impact du CAP sur la PTM. Lorsqu'il est question de l'impact du CAP sur le colmatage, il s'agit d'un impact à long terme du CAP. Dans cette section, il est question de l'impact du CAP sur la pression transmembranaire d'opération. Ceci est un impact direct et immédiat sur la pression requise pour la filtration en comparant une eau qui contient le CAP par rapport à une eau qui n'en contient pas.

L'impact du CAP biologique sur la pression transmembranaire a été mesuré directement avant le premier jour d'opération, lors des tests de flux critiques. Cet impact a aussi été mesuré suite à chaque lavage chimique. À chacun de ces moments, deux tests de flux sont réalisés dans le bioréacteur contenant le CAP : un premier test sans le CAP, et un second test avec le CAP. La figure 4-5 présente les résultats. Les tests sans CAP ont été réalisés soit avec de l'eau décantée (ED), de l'eau décantée-ozonée (EDO) ou de l'eau de service (ES). Les résultats obtenus ont démontré qu'il n'y avait aucune différence pour ces trois types d'eau en ce qui concerne les résultats de tests de flux critique.

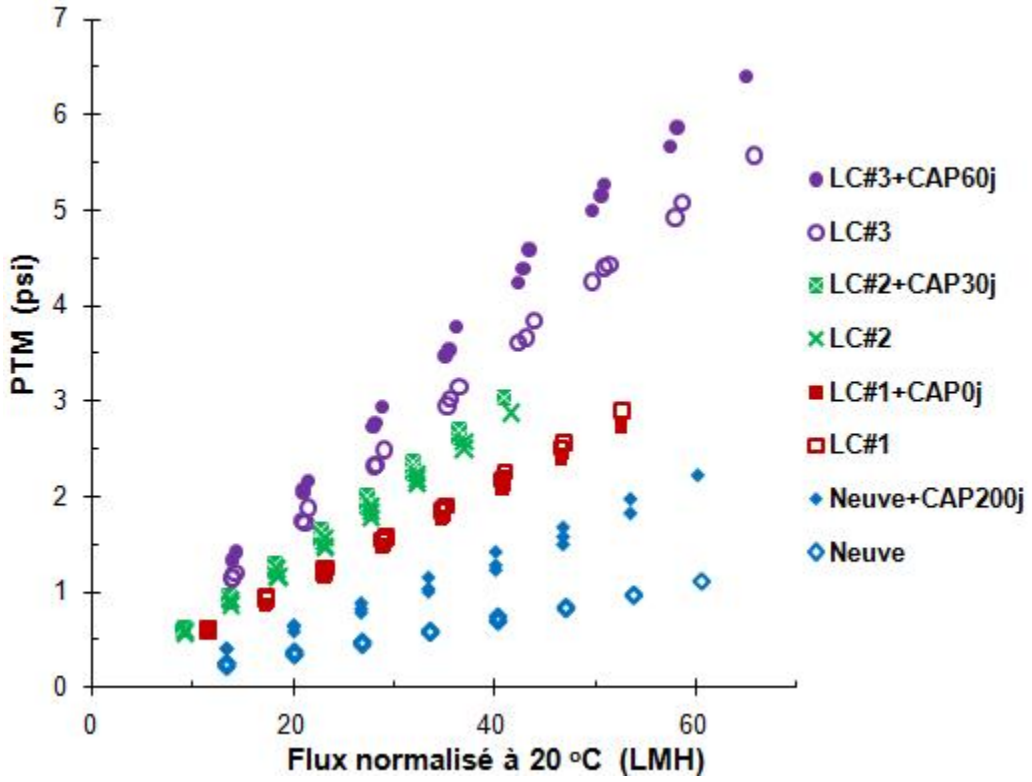


Figure 4-5 Impact du CAP sur la PTM requise à la filtration évalué pour les membranes neuves et suite à chaque lavage chimique

La figure 4-5 permet d'observer l'impact direct du CAP biologique sur la filtration. Bien qu'elle permette également de comparer la progression du colmatage chimiquement irréversible des membranes, ce n'est pas son objectif premier dans cette section. Les courbes sont comparables deux à deux, pour des âges de CAP différent. Les pentes de ces droites ainsi que leur comparaison entre elles afin d'isoler l'impact du CAP sont présentées au tableau 4-2. Il faut noter que la déviation de la linéarité entre le flux et la PTM au-dessus du flux critique n'est pas assez importante pour nuire à l'équation linéaire des droites puisque les flux sont demeurés suffisamment faibles.

Tableau 4-2 Impact du CAP biologique à environ 10 g/L sur la PTM requise à la filtration

Âge du CAP (jours)	Pente avec CAP (psi / LMH)	Pente sans CAP (psi / LMH)	Impact du CAP (psi / LMH)	Impact du CAP à 25 LMH (psi)
0	0,0515	0,0541	-0,003	0,07
30	0,0715	0,067	0,004	-0,11
60	0,1008	0,0855	0,015	-0,38
200	0,0338	0,0179	0,016	-0,40

Le tableau 4-2 quantifie l'impact du CAP sur la pression transmembranaire. Le CAP neuf qui agit en adsorption (0 jours) a un impact légèrement positif (presque neutre) sur la PTM requise pour la filtration. Il permet un gain de 0,07 psi à 25 LMH. L'impact est donc positif, mais il est presque négligeable. Le CAP biologique, quant à lui, a un impact négatif sur la PTM. Par exemple, pour le CAP de 200 jours, l'augmentation de la PTM requise à 25 LMH est de 0,4 psi. De plus, un CAP biologique d'âge avancé a un impact plus grand qu'un CAP biologique dont l'âge est plus jeune. Le tableau 4-2 montre bien cet effet, puisqu'il montre des augmentations de PTM plus grande lorsque le CAP a un âge plus élevé.

En résumé, lorsqu'il y a 10 g/l de CAP agissant en mode biologique, la pression transmembranaire requise est plus élevée. Lorsque le CAP agit en adsorption, l'impact sur la PTM est presque négligeable, mais sensiblement positif.

4.2.3 Impact de l'ozonation

L'impact de l'ozonation sur le BRM-HCCAP a été mis en évidence en deux occasions durant cette étude. La première occasion est tirée de la comparaison sommaire entre les périodes où l'ozonation était en marche (jusqu'au 120e jour) par rapport aux autres périodes (121e jour au 298e jour). En comparant le taux de colmatage pour l'âge du CAP de >200 jours par rapport au CAP de 30 ou de 60 jours, tel que mentionné à la section 4.2.2, il semble que le taux de colmatage du CAP >200 jours était trop faible par rapport à ce qu'il aurait dû être. L'ozonation pourrait être responsable de cette différence. Une deuxième occasion a cependant permis d'évaluer avec plus de précision l'impact de l'ozonation. Au 121e jour d'opération (point « e » sur la figure 4-3), l'ozonation des bioréacteurs a été arrêtée. Lors de l'ozonation, le taux de colmatage était de 0,047 psi/jour. Suite à l'arrêt de l'ozonation, le taux de colmatage est 2,6 fois plus élevé, à 0,12 psi/jour. L'inter-ozonation en continue permet donc de mitiger le colmatage des membranes dans un BRM-HCCAP. Le taux de colmatage dans le bioréacteur sans CAP était trop faible pour distinguer clairement l'impact de l'ozonation.

4.3 Lavage des membranes

4.3.1 Lavage physique

Le lavage physique des membranes a une triple utilité. Il sert à décolmater physiquement les membranes, à améliorer l'efficacité des lavages chimiques, et à remettre le CAP aggloméré aux membranes en suspension dans le bioréacteur.

La figure 4-3 permet d'évaluer l'impact des nettoyages physiques sur le colmatage. L'événement « b » et l'événement « l » signalent le lavage physique des membranes, sans lavage chimique. La méthode des lavages physiques est discutée à la section 3.1.3. Les gains en pression réalisés par ces deux lavages sont d'au plus 0,5 psi, ce qui est très faible. Le colmatage des membranes n'est donc que faiblement attribuable au gâteau de CAP formé sur ces dernières. De plus, la figure 4-3 montre que le gain en pression par les deux lavages physiques est du même ordre que le gain réalisé lorsque le module est en arrêt d'opération pour une période de 8h à 15h (f, h, r). Ces résultats vont de pair avec une conclusion de l'étude de Treguer et al. (2008), qui note qu'à chaque moment où le réacteur était arrêté, un gain significatif de perméabilité était observé. Les auteurs notent que ce gain est probablement attribuable à la simple relaxation des fibres membranaires. Le recouvrement de la perméabilité durant le lavage physique est donc également attribuable au repos des membranes durant la période du lavage physique (3 heures environ). Les résultats permettent de conclure que, concernant le recouvrement de la PTM et pour les conditions de l'étude, un arrêt de la filtration pour quelques heures est équivalent à laver physiquement les modules. Le lavage physique à lui seul n'est donc pas une stratégie efficace pour réduire le colmatage des membranes.

Bien que le lavage physique à lui seul ne soit pas efficace, il semblerait essentiel de le réaliser juste avant un lavage chimique. Comme il en a été discuté dans la revue de littérature, sans un lavage physique, le lavage chimique n'est pas assez efficace.

4.3.2 Lavage chimique

Des tests de flux en utilisant la méthode des sauts de flux (Bacchin, et al., 2006) ont été réalisés sur les membranes neuves ainsi que suite à chaque lavage chimique. Les résultats de ces essais

sont synthétisés à la figure 4-6 qui permet de bien percevoir le colmatage irréversible des membranes. De plus, le tableau 4-3 présente ces mêmes résultats de lavages chimiques en termes de recouvrement de perméabilité et de pression transmembranaire suite aux lavages chimiques.

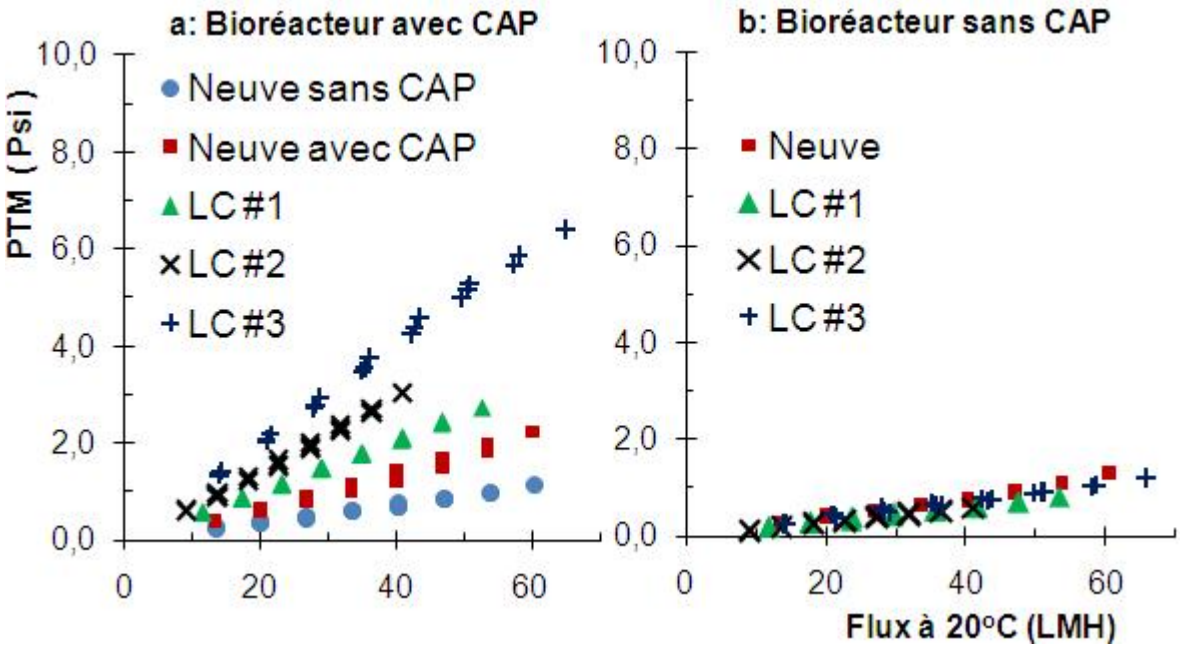


Figure 4-6 Pression transmembranaire requise selon le flux suite aux lavages chimiques (LC : Lavage Chimique)

Tableau 4-3 Recouvrement de la PTM et de la perméabilité suite aux lavages chimiques

Condition des membranes	Membrane avec CAP			Membrane sans CAP	
	PTM à 20°C à 25 LMH (Psi)	Perméabilité à 20°C (LMH/bar)	Recouvrement de la perméabilité p/r au lavage précédent	PTM à 20°C à 25 LMH (Psi)	Perméabilité à 20°C (LMH/bar)
Initial	0,45	800	NA	0,49	727
Initial + CAP	0,85	424	NA	NA	NA
LC #1	1,3	278	66%	0,38	936
LC #2	1,8	200	72%	0,36	1001
LC #3	2,5	142	71%	0,45	791

La membrane qui n'a pas été en contact avec le CAP (figure 4-6 b) ne présente aucune trace de colmatage irréversible après 3 lavages chimiques. Par contre, la membrane en contact avec le CAP présente un colmatage irréversible notable. Sous les conditions d'opération de l'étude, les

lavages chimiques ne permettent pas de bien retrouver la perméabilité initiale des membranes. De plus, le colmatage irréversible progresse avec le temps (figure 4-7). La membrane recouvre une partie plus faible de sa perméabilité initiale suite à chaque lavage chimique réalisé. Le lavage chimique permettait de recouvrer seulement 70% (tableau 4-3) de la perméabilité précédente. Si le colmatage irréversible continue de progresser au même rythme (0,00575 psi/jour), les membranes seront à 50% colmatées de manière irréversible après seulement 22 mois d'opération, soit beaucoup moins que les 60-120 mois d'opération attendues. La procédure de lavage chimique utilisée (lavage physique - acide citrique 1 h – eau de javel 1 h) ne constitue donc pas une stratégie de nettoyage efficace pour l'opération du procédé. Il est donc nécessaire de modifier certaines conditions d'opération afin de diminuer le taux de colmatage chimiquement irréversible. Un lavage chimique de plus longue durée, un lavage chimique utilisant des produits différents, l'opération à un flux plus faible (15 LMH vs 25 LMH) ou encore le changement du type de membrane sont toutes des pistes de solution afin de réduire la progression du colmatage irréversible.

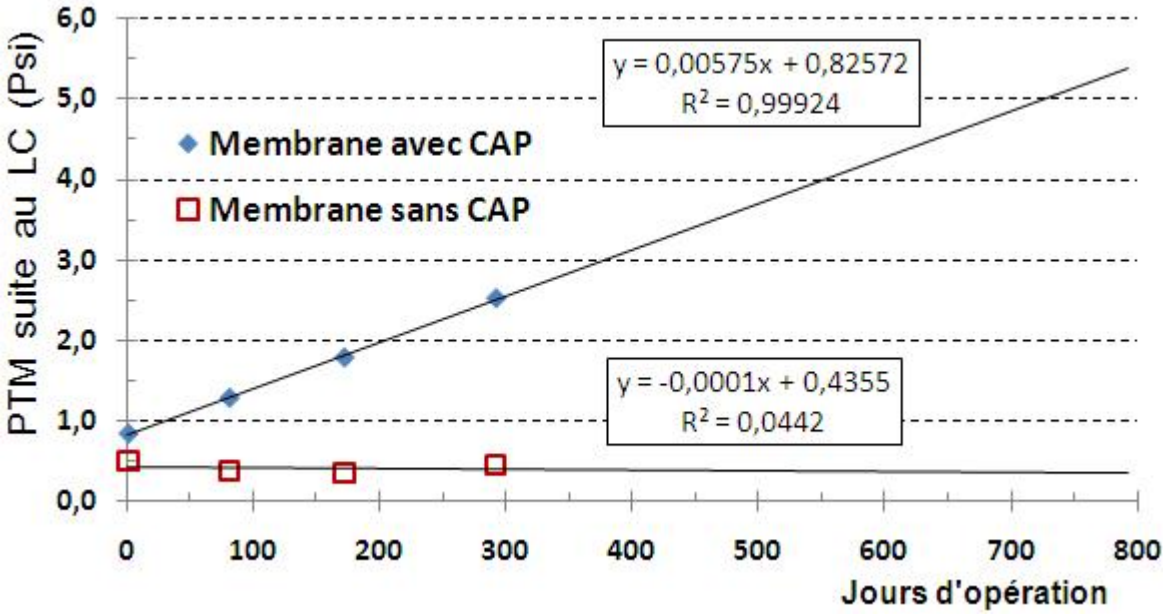


Figure 4-7 Prévision de la progression du colmatage chimiquement irréversible

4.3.2.1 Analyse du lavage chimique

Lors du troisième lavage chimique, une analyse de la composition des colmatants chimiquement réversibles de la membrane a été réalisée. La solution basique d'eau de javel (NaOCl) permet

principalement le décolmatage de la matière organique naturelle, tandis que la solution d'acide citrique permet principalement le décolmatage des métaux (United States Environmental Protection Agency (USEPA), 2005). Les deux solutions de lavages, soit celle de NaOCl+NaOH et celle d'acide citrique, ont été analysées respectivement pour leur concentration en COD et leur concentration en métaux. Les tableaux 4-4a et 4-4b présentent ces concentrations retrouvées en solution. En multipliant ces valeurs par le volume du bioréacteur (172 L), on obtient alors la masse totale qui se retrouvait sur les membranes. Comme les solutions de lavage chimiques contenaient déjà une certaine concentration de COD ou de métaux, la concentration initiale a été soustraite de la concentration finale pour obtenir la concentration réelle d'agents colmatants.

Tableau 4-4 COD et métaux dans les solutions de lavage chimique (a : solution basique b : solution acide) (ND : non disponible)

a: NaOCl et NaOH		COD
Concentration	mg/L	2,27
Masse	mg	409
Masse surfacique	mg/m^2	41

b : Acide citrique		Al	Ca	K	Mg	P	Fe	Mn
Concentration	mg/L	1,21	ND	0,73	4,77	0,99	ND	0,42
Masse totale	mg	208	ND	125	820	169	ND	72
Masse surfacique	mg/m^2	20,8	ND	12,5	82	16,9	ND	7,2

Le lavage chimique a donc permis de retirer 409 mg de COD et une masse bien plus grande de métaux. Par contre, il faut noter que les deux solutions contenaient plusieurs particules fines de CAP en suspension. Ces particules ont probablement été délogées des membranes lors du lavage chimique. Il y a donc une partie des métaux en solution qui proviennent directement des particules fines de CAP. Comme la composition du CAP du jour 0 et du CAP de 240 jours est connue (section 4.1.4), il est possible de déterminer à quel point les particules fines de CAP ont eu un impact sur l'analyse de la solution d'acide citrique. Dans le CAP de 240 jours, l'aluminium se retrouve en concentration 37 fois plus élevé que le magnésium. En faisant les deux hypothèses que (i) une proportion semblable est retrouvée dans les particules fines de CAP de ce lavage

chimique et que (ii) le CAP contenait la majeure partie des métaux analysés, lorsqu'il y a 208 mg d'aluminium, il devrait y avoir au maximum 6 mg de magnésium (ratio de 37 Al : 1 Mg). Pourtant, on retrouve 820 mg de magnésium en solution. Puisque la composition des métaux de la solution de lavage chimique est complètement différente de la composition du CAP, les particules de CAP elles-mêmes sont donc peu responsables du colmatage chimiquement réversible à l'acide citrique. Cette conclusion n'exclut pas la possibilité que les particules de CAP soient responsables du colmatage chimiquement irréversible. Afin de tirer de meilleures conclusions à partir de la composition des lavages chimiques, il serait nécessaire d'analyser également la solution basique pour la concentration en métaux car l'aluminium est soluble à pH basique. De plus, les concentrations de fer et de calcium, qui n'ont pas été analysés, doivent être connues. Les concentrations de métaux et de COD retrouvés peuvent toutefois servir à titre de référence pour de futures études.

4.4 Intégrité des membranes

4.4.1 Test d'intégrité

Les tests d'intégrité sont un élément essentiel de l'opération des membranes pour l'eau potable. Les opérateurs doivent démontrer sur une base régulière que les membranes sont intègres, c'est-à-dire qu'elles ne contiennent aucune brèche d'intégrité. Dans le cadre du projet, un test d'intégrité de décroissance de pression a été réalisé. Cet essai consiste à pressuriser le côté perméat des membranes avec de l'air à une valeur cible puis à mesurer la décroissance de cette pression en fonction du temps. Afin de s'assurer qu'aucun pore n'est supérieur à 3 µm, la pression minimale à appliquer pour le test doit correspondre à l'équation suivante (USEPA, 2005) :

$$P_{test} = (0{,}193 \ \kappa \ \sigma \ \cos\theta) + BP_{max} \qquad (8)$$

Où : P_{test} : Pression minimale pour le test (psi)

κ : Facteur de correction de forme des pores (sans unité)

σ : Tension de surface entre l'interface air-eau (dynes/cm)

θ : Angle de contact entre le liquide et la membrane

BPmax : Pression arrière durant le test (psi)

0,193 : Constante qui inclue le diamètre de résolution de 3 µm

En appliquant cette équation aux membranes, en utilisant des valeurs conservatrices pour chacun des paramètres, une pression minimale de 17 psi doit être utilisée. Sommairement, la membrane est démontrée intègre si la sensibilité du test d'intégrité est suffisante. La sensibilité correspond au log d'enlèvement de *Cryptosporidium* pouvant être crédité selon les normes américaines. Cette dernière est calculée à partir du taux de décroissance de la PTM. La figure 4-8 montre les résultats du test d'intégrité réalisé au 201e jour d'opération.

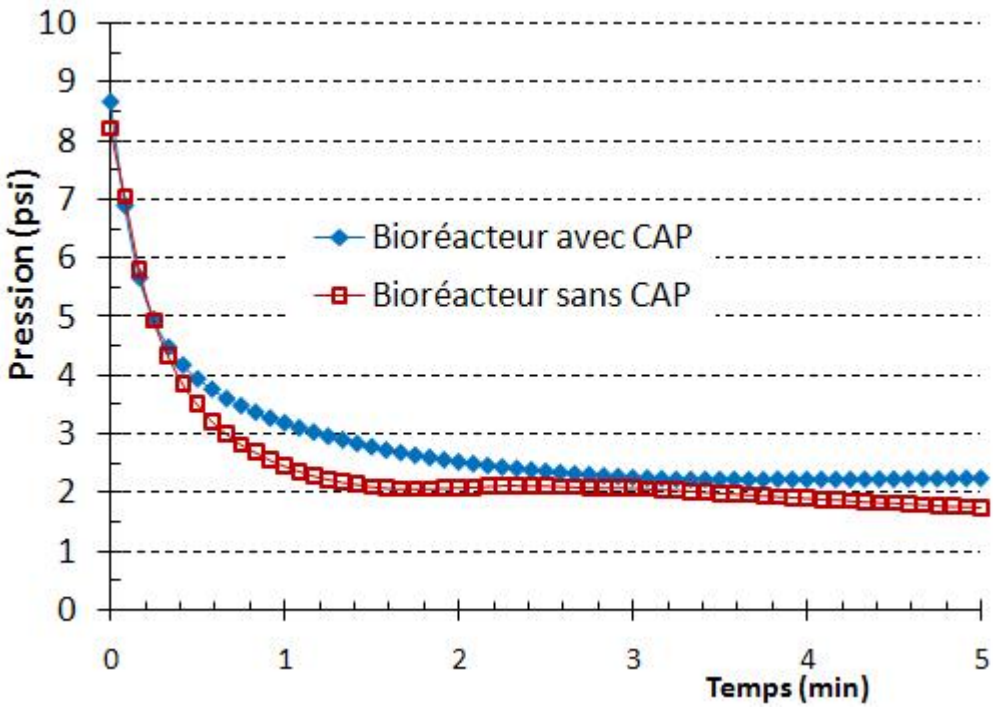


Figure 4-8 Test d'intégrité sur les membranes des bioréacteurs avec et sans CAP

Les essais ont été réalisés à une pression de seulement 9 psi, contrairement à la valeur minimale requise de 17 psi pour démontrer le seuil de coupure théorique de 3 µm. Pour une membrane intègre, le taux de décroissance typique de la pression rapporté dans la littérature est d'environ 0,15 psi/min (USEPA, 2005; MDDEP, 2009). Selon la figure 4-8, au début du test, le taux de décroissance de la pression est d'environ 15 psi / minute. Cette décroissance démesurée démontre que les membranes ne sont pas intègres. Cependant, nous croyons qu'il ne s'agit pas d'un problème de brèches mais plutôt une porosité plus élevée que celle annoncée par le manufacturier. En effet, lors des essais de mise en pression, on distingue clairement des bulles se créer sur l'ensemble des fibres pour des pressions assez faibles (2,5 à 3 psi). Suite aux résultats

de ce test, il est donc possible de croire que la porosité réelle des membranes est fort probablement supérieure au 0,05 µm théorique, annoncé par le manufacturier. Il y a cinq différentes hypothèses qui peuvent expliquer ce problème d'intégrité, mais l'implication réelle de chacune de ces hypothèses n'est pas bien comprise. Premièrement, tel que mentionné à la section 3.1.2, les membranes avaient été conservées trop longtemps avant d'être utilisées, ce qui peut avoir posé problème mais demeure une hypothèse faible. Deuxièmement, comme le procédé pilote inclue l'inter-ozonation, il n'est pas impossible qu'un résiduel d'ozone, malgré la présence du CAP, ait pu avoir un impact à long terme sur la membrane. Cependant, le CAP devrait réduire l'ozone résiduel. Troisièmement, il est aussi possible que l'ensemble des manipulations sur les membranes, plus spécifiquement les lavages physiques, ait pu endommager sensiblement les fibres. Quatrièmement, il est possible que les membranes fussent non-intègres dès leur réception. En effet, aucun test d'intégrité n'a malheureusement été réalisé au début de l'opération des membranes. Il n'est donc pas possible de comparer les résultats initiaux par rapport aux résultats de la figure 4-8, représentant le 201e jour d'opération. Il est cependant possible que les membranes *Puron* utilisées au pilote ne soient pas intègres dès leur réception, car ces dernières sont avant tout conçues pour le traitement des eaux usées. Il n'y a donc aucune information dans la littérature scientifique qui démontre que ces membranes puissent être intègres. Finalement, la cinquième hypothèse est que l'abrasion du CAP sur les membranes peut les avoir endommagées. Toutefois, cette hypothèse ne peut pas expliquer à elle seule la perte d'intégrité, car la membrane sans CAP, qui n'a jamais été en contact avec du CAP, n'est pas intègre elle non plus.

Malgré que les membranes ne soient pas intègres, ces dernières restent tout de même très efficaces. En effet, à l'exception d'un moment précis, elles ont toujours retenu tout le CAP, qui a un D_{10} de seulement 3,17 µm. De plus, à l'exception d'un moment précis, la turbidité à l'effluent était toujours inférieure à 0,1 UTN. Bien que les membranes ne soient pas intègres, elles permettent quand même le bon fonctionnement du bioréacteur.

4.4.2 Événement de perte d'intégrité

Au 206e jour d'opération, à 20h35, une brèche est survenue dans une des fibres des membranes. La date et l'heure exacte est connue, car un pic de turbidité a été mesuré au turbidimètre. Alors que la turbidité était stable à près de 0,03 UTN, un pic soudain de 0,26 UTN est advenu. Ce pic se répétait à maintes occasions, suivant les cycles de filtration. Il semble que la brèche se

colmatait par elle-même grâce aux particules du bioréacteur après quelques dizaines de secondes de filtration. Par contre, comme les cycles incluent une période de rétro-lavage, la brèche était quelque fois de nouveau à découvert lors du retour en filtration. Le pic de turbidité s'intensifiait, pouvant atteindre jusqu'à 3,5 UTN, bien que plusieurs des périodes de retour en filtration ne présentaient pas de pics. La perte d'intégrité n'a pas eu d'impact notable sur la pression transmembranaire.

La fibre défectueuse a été réparée au 213e jour d'opération. Afin de repérer la/les fibre(s) défectueuse(s), les membranes ont été nettoyées physiquement puis placées dans un bassin d'eau claire. Ensuite, de l'air a été injecté par le côté perméat, à une pression d'environ 2,5 psi. Des bulles d'air d'une grande taille s'échappant à une fréquence élevée ont permis de repérer aisément la fibre problématique. Sept autres fibres qui laissaient fuir trop d'air ont aussi été coupées et bloquée avec de l'époxy par prévention. La fibre problématique et les 4 autres fibres à ses environs étaient légèrement pliées et écrasées à l'endroit de la fuite. Cet endommagement n'est pas naturel et a été probablement causé par des manipulations effectuées avec les membranes, probablement lors d'un lavage physique. Après la coupure, avant l'ajout d'époxy, on voyait que la fibre la plus suspecte contenait du CAP sur sa paroi interne. Les autres fibres coupées par prévention n'en contenaient pas, ce qui démontre que seulement une fibre était responsable de la fuite de CAP. Il n'y a eu aucun problème subséquent suite aux réparations.

4.5 Synthèse des résultats d'opération

L'objectif de cette section est d'étudier les impacts sur l'opération de maintenir une concentration de 10 g/L de CAP en mode biologique. Afin de mieux cerner l'impact du CAP biologique, le bioréacteur avec CAP a été comparé à un bioréacteur équivalent ne contenant pas de CAP. De plus, le procédé a été opéré à différents âges de CAP ainsi qu'avec de l'inter-ozonation. Deux objectifs supplémentaires consistaient à comparer les impacts sur l'opération pour des âges de CAP de 30 jours, 60 jours et plus de 200 jours ainsi que d'étudier l'impact de l'inter-ozonation. Les différentes conclusions concernant ces objectifs d'études sont résumées plus bas.

- Le CAP biologique à haute concentration dans le bioréacteur entraîne une résistance à la filtration proportionnelle au flux qui augmente avec l'âge du CAP. Pour un flux de 25

LMH, cette augmentation a été évaluée à -0,07 psi, +0,11 psi, +0,38 psi et +0,40 psi pour des âges respectifs de CAP de 0 jours, 30 jours, 60 jours et 200 jours.

- La présence du CAP biologique à 10 g/L dans un bioréacteur entraîne un colmatage beaucoup plus rapide des membranes par rapport à un bioréacteur sans CAP.
- La présence de CAP frais dans le bioréacteur à CAP biologique permet de diminuer le taux de colmatage. Il serait donc avantageux de doser sur une base régulière le CAP frais plutôt que d'attendre plusieurs jours entre chaque ajouts/purges.
- Le flux optimal d'opération est inférieur à 25 LMH. Un flux de 15 ou de 22 LMH semble être très avantageux par rapport à un flux de 25 LMH pour ralentir la progression du colmatage.
- L'inter-ozonation permet de diminuer le taux de colmatage des membranes dans un BRM-HCCAP. Cette diminution a été évaluée à un facteur de 2,4 lors d'une des périodes de l'étude.
- La procédure de lavage chimique utilisée (lavage physique – NaOCl+NaOH 1 h - acide citrique 1 h) n'est pas assez efficace pour recouvrer la perméabilité des membranes. Un lavage chimique de plus longue durée ou une procédure de lavage différente est nécessaire.
- Le CAP s'agglomère et forme des flocs qui tendent à décanter dans le bioréacteur. Ce phénomène n'entraîne pas de problématiques spécifiques au niveau opérationnel, outre la considération de bien calibrer la masse de CAP purgée. Au niveau de la qualité de l'eau, il serait souhaitable d'investiguer l'impact de ce phénomène sur la performance du procédé.
- La formation du gâteau de CAP peut être limitée grâce à une aération et une injection d'eau adéquate, au maintien d'une quantité de CAP frais dans le bioréacteur et à la diminution de la concentration totale de CAP.

CHAPITRE 5 ÉVALUATION DE LA QUALITÉ DE L'EAU TRAITÉE PRODUITE PAR LE PROCÉDÉ OPALINE-B

Ce chapitre présente les caractéristiques de l'eau issue du procédé Opaline-B. Les résultats du procédé Opaline-B sont comparés aux résultats de deux autres filières de traitement qui utilisent la même eau brute : (i) un filtre biologique à charbon actif en grain de l'usine de traitement des eaux de Sainte-Rose lequel est alimenté par une eau coagulée, décantée, filtrée et post-ozonée et (ii) une filtration membranaire identique au procédé Opaline-B mais sans la présence de CAP au sein du bioréacteur. Enfin, le procédé Opaline-B a été opéré sous différentes conditions d'opération. Les résultats permettent de mettre en évidence l'impact de l'inter-ozonation et l'impact de l'âge du CAP.

5.1 Caractérisation de l'affluent

Le pilote et l'usine sont alimentés par l'eau de la rivière des Mille-Îles, à Sainte-Rose. Le tableau 5-1 présente les caractéristiques cette eau pour la période des essais.

Tableau 5-1 Caractéristiques de l'eau brute (rivière des Mille-Îles)

Paramètre	Unité	N	Minimum	Moyenne	Maximum
COD	mg/L	23	5,9	6,31	6,93
NH_4^+-N	µg/L	17	90	130	237
CODB	mg/L	22	0,36	0,58	0,92
Turbidité	UTN	Moy. Quotidienne	2,3	13,6	79
pH		Moy. Quotidienne	6,8	7,2	8,7
Température	^oC	Moy. Quotidienne	0,4	13,9	28,8
Alaclinité	mg $CaCO_3$/L	Moy. Quotidienne	33	52	98

L'affluent aux bioréacteurs est l'eau décantée de l'usine, ayant parfois été ozonée. Le procédé de décantation est décrit à la section 3.2. Le tableau 5-2 présente les caractéristiques de l'eau décantée. L'eau décantée alimentant le pilote est un peu plus chaude que l'eau décantée de l'usine.

Tableau 5-2 Caractéristiques de l'eau décantée affluente aux bioréacteurs

Paramètre	Unité	N	Minimum	Moyenne	Maximum
COD	mg/L	25	2,46	2,87	3,28
NH_4^+-N	µg/L	21	72	128	221
CODB	mg/L	24	0,15	0,27	0,53
Turbidité	UTN	Moy. Quotidienne	0,16	0,63	2,20
pH		Moy. Quotidienne	5,24	6,09	6,57
Température	°C	Moy. Quotidienne	2,8	15,5	29,1
Alaclinité	mg $CaCO_3$/L	Moy. Quotidienne	18	30	55

Durant la fin de la phase I et le début de la phase II, l'eau alimentant les bioréacteurs était issue de deux contacteurs d'ozone différents. Les deux contacteurs étaient contrôlés pour obtenir une dose d'ozone et un temps de contact les plus identiques possible. Il n'y a pas eu de différence significative ($p_{value} > 0,05$) entre les deux eaux issues de leur contacteur respectif, ce que démontre les résultats du tableau 5-3.

Tableau 5-3 Caractéristiques de l'eau décantée ozonée affluente aux bioréacteurs

Paramètre	Unité	N	Eau ozonée - Contacteur #1	Eau ozonée - Contacteur #2	p-value entre C#1 et C#2
COD	mg/L	13	2,66	2,67	0,85
CODB	mg/L	12	0,58	0,57	0,74
Abs. UV	cm^{-1}	12	0,026	0,026	0,35
NH_4^+-N	µg/L	12	134	133	0,13
THM-UFC	µg/L	11	39	41	0,08
AHA-UFC	µg/L	4	27	26	0,67
Dem. en Cl_2	mg/L	11	2,7	2,7	0,96

5.2 Abattement de la turbidité

La figure 5-1 présente les données de turbidité, enregistrées en continue pour toute la durée d'opération. Chaque donnée de turbidité sur le graphique représente une moyenne quotidienne.

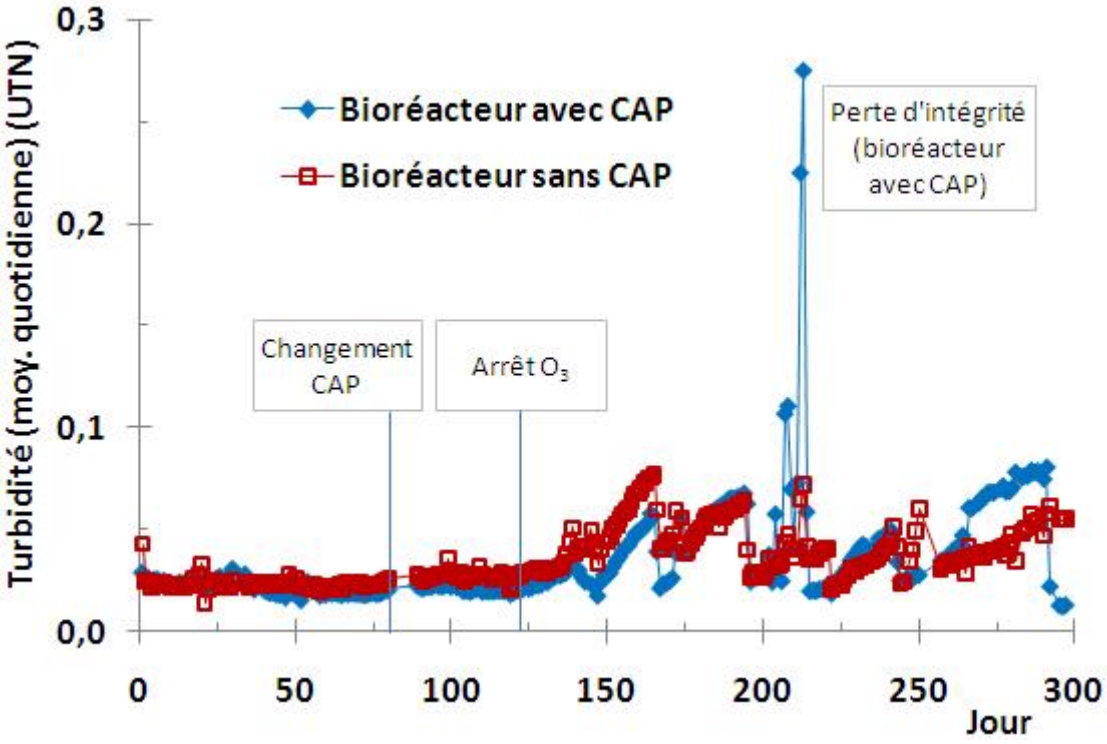


Figure 5-1 Turbidité à l'effluent des bioréacteurs

Indépendamment des conditions d'opération, la turbidité de l'eau traitée est sous 0,1 UTN en tout temps. La seule exception à cette règle est l'événement de perte d'intégrité, survenu au 206e jour d'opération (section 4.4.2). Il n'y a pas de distinction notable entre le bioréacteur avec CAP par rapport au bioréacteur sans CAP. Le CAP, quel que soit son âge, n'a donc pas d'impact notable sur la turbidité.

Du premier jour jusqu'au 125e jour d'opération, les mesures de turbidité sont stables à environ 0,03 UTN. À partir de ce moment, la turbidité augmente puis diminue de manière cyclique. Les moments où la turbidité est la plus faible correspondent aux moments où les turbidimètres viennent d'être nettoyés. Compte tenu de multiples contraintes, ces derniers n'étaient pas nettoyés assez régulièrement. Suite à leur nettoyage, la lecture de la turbidité est d'environ 0,03 UTN, soit la même lecture que lors des 125 premiers jours. L'augmentation graduelle de la turbidité suite à leur nettoyage serait donc attribuable à leur encrassement.

L'encrassement des turbidimètres commence seulement à partir du 125e jour. Ce moment correspond à l'arrêt de l'inter-ozonation en continue. Il est possible que l'eau traitée non-ozonée

tende à colmater davantage le turbidimètre. Les augmentations cycliques de la turbidité après le 125e jour d'opération seraient donc dues à la combinaison de l'arrêt de l'inter-ozonation et au manque d'entretien des turbidimètres. L'effluent a donc une turbidité d'environ 0,03 UTN en tout temps, tant pour le BRM avec CAP que pour le BRM sans CAP.

5.3 Abattement de l'azote ammoniacal

L'abattement de l'azote ammoniacal est un paramètre suivi de près tout au long de l'opération des bioréacteurs. Les figures 5-2 et 5-3 présentent les résultats d'abattement d'azote ammoniacal pour les deux phases d'opération. La concentration de l'affluent était comprise entre 72 µg N/L et 220 µg N/L (127 µg N/L en moyenne). Ces figures montrent également la température d'eau d'affluent à l'usine et au bioréacteur. Bien que l'eau brute soit la même, la température de l'eau pour le bioréacteur est supérieure à la température de l'eau de l'usine. Le réchauffement provient du fait que les bioréacteurs sont situés dans une pièce chauffée en hiver. Au cœur de l'hiver, le réchauffement maximal variait entre 5 °C à 9 °C selon le débit d'écoulement dans les contacteurs d'ozone, le flux de filtration et la température de l'eau brute.

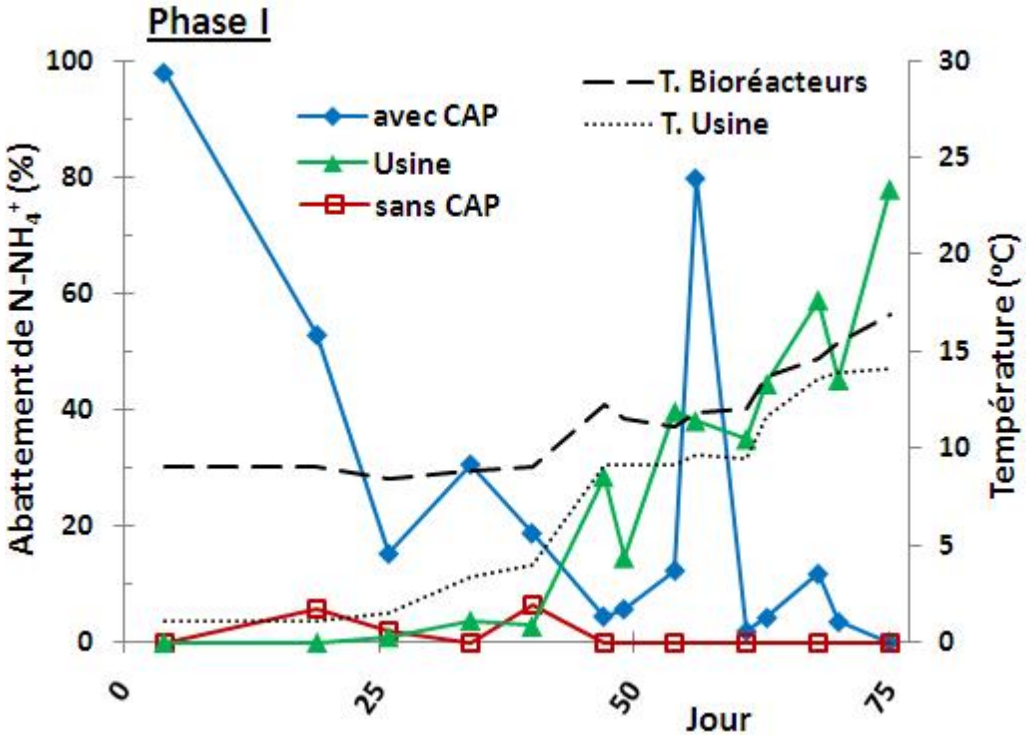


Figure 5-2 Abattement de l'azote ammoniacal durant la phase I (Vieux CAP)

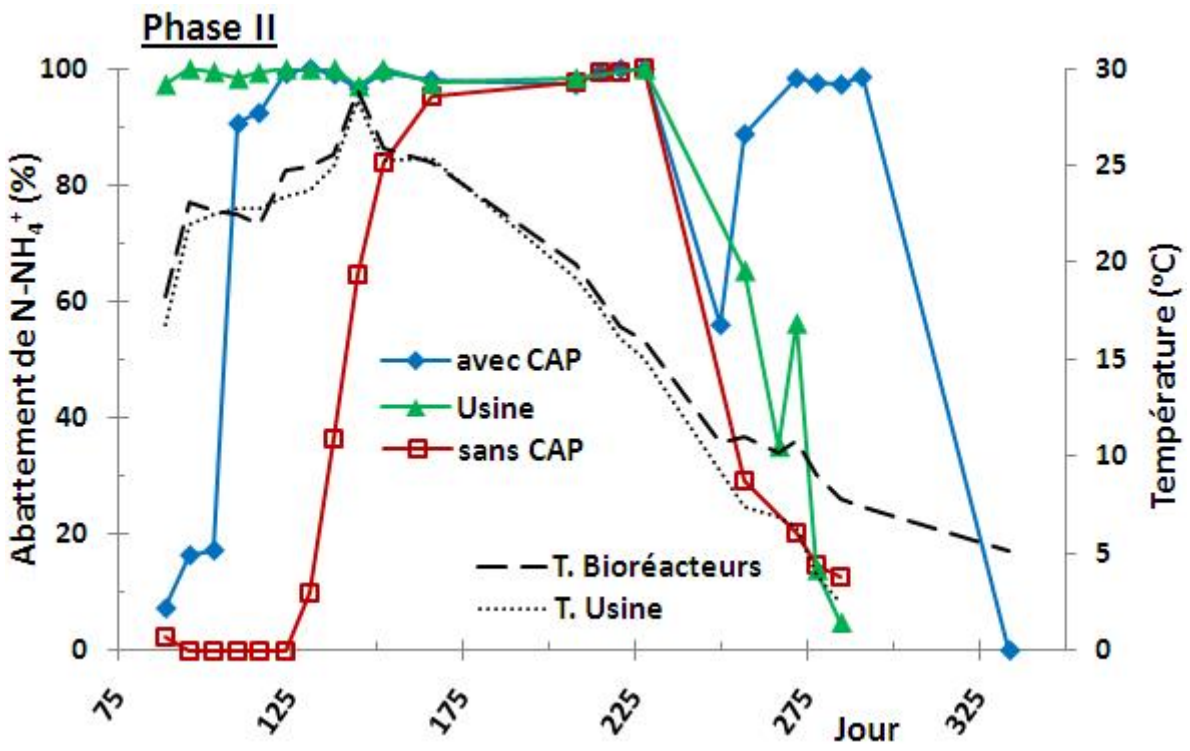


Figure 5-3 Abattement de l'azote ammoniacal durant la phase II (Nouveau CAP)

Le bioréacteur sans CAP a une piètre performance pour l'abattement de l'azote ammoniacal. Durant la phase I, le bioréacteur sans CAP était inefficace pour la réduction de l'azote ammoniacal (8 à 15 ^{o}C). Il obtient une performance, qui atteint 100%, seulement durant l'été lors de la Phase II en température chaude. Par la suite, sa performance chute jusqu'à près de 0% durant le refroidissement. L'abattement de l'azote ammoniacal commence seulement au 125e jour d'opération, période qui coïncide avec l'arrêt de l'inter-ozonation en continue. Il est donc possible que l'inter-ozonation empêche ou ralentisse le développement d'une biomasse permettant la réduction du NH_4^+ dans le bioréacteur sans CAP. Peut-être qu'un faible résiduel d'ozone entrait dans le bioréacteur, empêchant le développement de la biomasse. Toutefois, durant cette période, la température plus élevée permettait une décroissance de l'ozone presque complète, qui laissait un résiduel difficilement mesurable de moins de variant de 0 à 0,1 mg/L. Par contre, il est possible que le développement de la biomasse nitrifiante et l'arrêt de l'ozonation ne soient qu'une coïncidence. Il est donc incertain que le début de l'abattement de l'azote soit attribuable à l'arrêt de l'inter-ozonation. Il est aussi possible que la croissance de la biomasse permettant la réduction du NH_4^+ soit possible seulement lorsqu'il existe un certain support

physique pour son développement, comme le CAP ou le CAG. Les flocs de boue accumulés dans le bioréacteur sans CAP pourraient jouer ce rôle. Lorsque l'âge de boue est trop jeune, il n'y aurait pas assez de flocs pour offrir un support suffisant au développement de la biomasse nitrifiante. De plus, une troisième raison avait été soulevée pour pouvoir expliquer la difficulté pour le bioréacteur sans CAP à abattre l'azote ammoniacal : il est possible que le pH de l'eau soit un peu trop faible pour avoir un bon développement de la biomasse. Toutefois, selon Villaverde et al. (1997), un pH de 5,0 à 8,5 permettrait la nitrification, avec une augmentation de 13% d'efficacité pour chaque unité de pH supplémentaire, le pH optimal étant situé à 8,0. Durant cette phase, le pH variait de 6,2 à 6,7. Le pH ne devrait donc pas avoir posé de problème majeur. Les deux premières explications offertes pour expliquer le début de la nitrification seulement au 125e jour, soit l'absence d'inter-ozonation et l'accumulation de floc de boue, ne sont pas mutuellement exclusives. Ces dernières, tout comme la température, ont probablement toutes eu un impact sur le développement de la biomasse nitrifiante.

Globalement, la figure 5-2 montre que l'abattement de l'azote ammoniacal pour le BRM-HCCAP durant la phase I ne fonctionne pas bien. Cette phase d'opération est caractérisée par l'âge élevé du CAP (> 220 jours) et par l'absence de purge du bioréacteur. Malgré l'âge élevé du CAP, au début de l'opération, le procédé permet l'enlèvement de l'azote ammoniacal à 100%. Par contre, par la suite, la performance du procédé diminue, malgré que les paramètres d'opération restent relativement constants. Au 33e jour d'opération, le flux augmente de 15 LMH à 25 LMH. Le temps de contact diminue donc de 141 minutes à 67 minutes. Ce changement de flux ne semble pas avoir eu d'impact car la performance de traitement a continué à diminuer, plus ou moins comme elle le faisait avant l'augmentation du flux.

Autour du 56e jour d'opération, on remarque une importante augmentation de la performance de traitement à 80%, qui dure moins de 7 jours. Un lavage physique des membranes avait été effectué au 53e jour d'opération. Le lavage physique en soi n'est probablement pas la cause de ce gain en performance, mais il est possible que des manipulations avec le CAP biologique durant ce lavage physique ait pu faire en sorte que l'abattement de l'azote ammoniacal fonctionne à nouveau, à la hauteur de 80% 3 jours suite à ces manipulations. Deux hypothèses reliés au lavage physique peuvent expliquer le gain en performance : premièrement, lorsque le CAP est entreposé dans le bassin de transfert, il est possible qu'il ait augmenté de température jusqu'à près de 20 ^{o}C durant quelques heures. Cette augmentation de température pourrait avoir aidé suffisamment la

biomasse pour qu'elle reprenne de l'activité. Toutefois, il serait étonnant qu'une augmentation si brève de la température ait un si large impact. Deuxièmement, il est possible que le passage du CAP à travers la pompe de transfert ait modifié la structure du CAP et du biofilm, aidant au travail de la biomasse. En effet, l'agglomération de CAP/biofilm observée dans le bioréacteur nuit probablement à la diffusion du substrat vers le biofilm. Tout événement qui favoriserait cette désagrégation serait alors favorable à l'activité de la biomasse nitrifiante. Le passage du CAP à travers la pompe aurait possiblement détaché de la biomasse du CAP ou fracturé une partie du CAP. Outre ces deux hypothèses, il est difficile d'avancer une autre raison qui pourrait justifier le gain en performance au 56e jour d'opération. La faible performance du bioréacteur avec CAP durant la phase I peut s'expliquer par deux hypothèses : la première hypothèse rejoint l'hypothèse de la diffusion de l'azote au sein du biofilm sur le CAP. Lorsque le CAP a un âge trop élevé, ce dernier ne permettrait donc pas un abattement suffisant de l'azote ammoniacal en raison de ses agrégats. La seconde hypothèse est d'un tout autre ordre. La concentration totale en aluminium dans le bioréacteur avec CAP, pour le CAP de 240 jours, est de 1,4 g/L (section 4.1.4). Il est possible qu'un résiduel d'aluminium trop élevé dans les bioréacteurs nuisent à l'activité des bactéries nitrifiantes. D'ailleurs, quelques études sur les bioréacteurs en eau usée mentionnent aussi ce phénomène. D'abord, Lee et al. (2001) mentionnent que l'accumulation d'alun dans un bioréacteur inhibe la nitrification, qui a diminué jusqu'à 30% en présence d'alun par rapport à 85% dans le bioréacteur témoin. Une seconde étude obtient un résultat semblable, mentionnant qu'une augmentation de la dose d'alun inhibe l'oxydation de l'azote ammoniacal (Banu, Do, Kaliappan, & Yeom, 2009). En plus d'inhiber l'oxydation de l'azote ammoniacal, un résiduel d'ions métalliques (incluant l'alun) nuit également à la respiration de la biomasse dans son ensemble, diminuant l'enlèvement total de carbone organique (Lees, Noble, Hewitt, & Parsons, 2001). Bien que les trois études mentionnées s'appliquent avant tout à des réacteurs à boues activées, il est fort probable que l'aluminium accumulé en trop grande quantité nuit à l'abattement de l'azote ammoniacal pour le BRM-HCCAP.

Au tout début de la phase II, le CAP âgé de 298 jours a été entièrement remplacé par du CAP neuf. Au début de la phase II, lorsque le CAP agit en adsorption, l'abattement de l'azote ammoniacal est de moins de 20%. Tel que discuté dans la revue de littérature, sans biomasse, le CAP ne permet pas l'abattement de l'azote ammoniacal. Il faut entre 22 et 26 jours pour que l'abattement de l'azote soit à plus de 90%, indiquant que la biomasse est suffisamment

développée. L'abattement de l'azote ammoniacal se maintient à 100% pour une longue période, y compris durant le refroidissement où la température chute jusqu'à 7 ^{o}C. Toutefois, une mesure prise au 334e jour d'opération à 5 ^{o}C, démontre un abattement nul de l'azote ammoniacal. Des mesures réalisées une trentaine de journées plus tard, toujours en température froide, montrent un abattement de 30 %, démontrant une certaine acclimatation de la biomasse. Malgré cette acclimatation, compte tenue de cette chute de performance, il faut en conclure que le bioréacteur avec CAP ne permet pas un abattement adéquat de l'azote ammoniacal en température très froide. Ce résultat est différent des résultats obtenus par Lebeau et al. (1998) et Suzuki et al. (1998). Ces auteurs obtenaient un abattement respectif de 100% et de 60% en température froide. Toutefois, la notion de « température froide » se doit d'être bien définie. Lebeau et al. (1998) mentionne seulement que l'abattement de l'azote ammoniacal était essentiellement complet même si la température de l'eau brute variait de 1 à 15 ^{o}C avec une valeur moyenne de 8,5 ^{o}C. Il n'est pas précisé pour quelle durée l'eau était à seulement 1 ^{o}C. Il est donc difficile de comparer nos résultats à cette étude. De son côté, Suzuki et al. (1998) obtiennent un abattement de l'azote ammoniacal qui chute jusqu'à 60%. La température était entre 3 et 5 ^{o}C pour une période d'environ 3 mois. La raison précise qui explique la différence entre l'étude de Suzuki et al. (1998) et l'étude actuelle n'est pas connue Premièrement, il est possible que le pH de l'étude actuelle soit un peu trop faible contrairement au pH de Suzuki et al. (1998) pour permettre la nitrification en température froide (le pH dans l'article de Suzuki et al. (1998) n'est toutefois pas mentionné). En effet, Seo et al. (2004) mentionne que le pH est un paramètre important pour maintenir stable l'oxydation de l'azote ammoniacal. Les auteurs évitaient les valeurs de pH sous 6,0. Pour l'étude en cours, le pH variait entre de 6,2 et 6,7, ce qui peut être trop faible pour l'abattement de l'azote ammoniacal en température froide.. Rappelons toutefois que cette hypothèse du pH demeure une hypothèse faible, car Villaverde et al. (1997) obtiennent une nitrification satisfaisante pour des pH variant de 5,0 à 8,5. Une autre hypothèse touche la concentration d'azote ammoniacal présente à l'affluent du procédé de Suzuki et al. (1998) Cette dernière était 3 fois plus élevée que dans notre cas, ce qui a pu favoriser le maintien d'une biomasse nitrifiante plus abondante.

Durant la phase II, au 249e jour d'opération, il y a une chute de performance du bioréacteur avec CAP. Cette chute de performance ne peut pas être catégorisée comme un point à rejeter, car il y a eu un total de 4 mesures consécutives toutes comprises entre 50% et 70% durant la 249e à la 251^{e}

journée d'opération. Ce moment correspond aux essais ponctuels pour évaluer l'impact du résiduel d'ozone sur la biomasse lesquels seront présentés ultérieurement (section 5.9). La donnée affichée sur le graphique correspond à la mesure réalisée avant les premiers essais de hausse du résiduel d'ozone. La perte de performance subite pourrait être expliquée par la réduction du temps contact. La section 5.9 explique davantage la performance du BRM-HCCAP entourant l'essai d'ozonation. Suite à l'essai d'ozonation, l'abattement de l'azote ammoniacal était de nouveau à 100%.

Les figures 5-2 et 5-3 démontrent également le travail réalisé par le charbon actif en grain du filtre biologique de l'usine de Sainte-Rose. En température chaude (>15 ^{o}C), le filtre réalise un abattement complet de l'azote ammoniacal. En température froide (1 ^{o}C), le filtre est inefficace (abattement de 0%). Durant le réchauffement du printemps, l'abattement augmente de manière graduelle pour atteindre 100%. Durant le refroidissement de l'automne, l'abattement diminue de manière graduelle pour rejoindre 0%. Il faut noter qu'à 5 ^{o}C, durant le refroidissement, l'abattement de l'azote ammoniacal est d'environ 50%. En comparaison, durant le réchauffement, à 5 ^{o}C, l'abattement est encore à 0%. Tel qu'attendu, la température des semaines ou même du mois précédent la mesure a un large impact sur les résultats. La nitrification pourrait donc être maintenue pour les régions ayant un hiver doux et court, mais cette condition n'est pas le cas pour les hivers du Québec où l'eau atteint 0,5 ^{o}C durant plusieurs mois. Des détails supplémentaires sur l'abattement de l'azote ammoniacal selon la température sont présentés à la section 5.3.1.

5.3.1 Impact de la température sur l'abattement d'azote ammoniacal

Au Québec, puisque la température chute sous 1 ^{o}C pour une longue période, les filtres à charbon actif en grain n'ont généralement pas la capacité de maintenir une activité biologique suffisante pour réduire l'azote ammoniacal. De plus, compte tenu du résultat d'abattement ammoniacal réalisé à 5 ^{o}C (334e jour d'opération), il semble que le BRM-HCCAP n'a pas non plus la capacité de maintenir l'abattement de l'azote ammoniacal pendant tout l'hiver. Il est intéressant de connaître le potentiel d'abattement du charbon actif en fonction la température pour savoir à quel période de l'année ce dernier peut fonctionner. L'abattement de l'azote ammoniacal (1 - C/Co) peut être évalué par une relation de pseudo-premier ordre :

$$\frac{C}{Co} = e^{-k \times t} \tag{9}$$

Où : C : Concentration d'azote ammoniacal à l'effluent (µg/L)

Co : Concentration d'azote ammoniacal à l'affluent (µg/L)

k : Constante cinétique, définie selon une température précise (min^{-1})

t : temps de contact (min)

La constante k varie grandement avec la température. Cette dernière peut être corrigée selon la température par l'équation suivante :

$$k1 = k2 \times \theta^{(T1-T2)} \tag{10}$$

Où : k_1 : Constante cinétique à la température 1 (min^{-1})

k_2 : Constante cinétique à la température 2 (min^{-1})

θ : Constante de température

T_1 : Température 1 (^oC)

T_2 : Température 2 (^oC)

Il a été possible d'évaluer cette relation pour la période de réchauffement du filtre à CAG biologique de l'usine, pour la période de refroidissement du filtre biologique de l'usine et pour le refroidissement du bioréacteur sans CAP. Il n'a malheureusement pas été possible de l'évaluer pour le BRM-HCCAP. Au moment du réchauffement, la nitrification n'avait pas débutée, peut-être à cause de l'accumulation de l'aluminium. Lors du refroidissement, la température n'a pas suffisamment chuté. Le tableau 5-4 présente les résultats de cinétique d'abattement de l'azote ammoniacal selon la température. Ces cinétiques sont également présentées en graphique à la figure 5-4. Les paramètres ont été évalués par régression non linéaire.

Tableau 5-4 Cinétique de nitrification et données d'abattement d'azote ammoniacal du modèle.

[1]La température était de 5°C depuis plusieurs semaines, ce qui diffère des conditions typique d'un refroidissement

Relation	Nb de données	k à 8°C (min^{-1})	Thêta	Abat. (%) à 5°C	Abat. (%) à 7°C	Abat. (%) à 10°C	Abat. (%) à 15°C
Usine Réchauffement	12	0,0115	1,35	8	14	31	82
Usine Refroidissement	5	0,079	1,77	23	55	99	100
Bior. sans CAP refroidissement	5	0,0013	1,56	1	1	6	41
Bior. avec CAP refroidissement	ND	ND	ND	0[1]	100	100	100

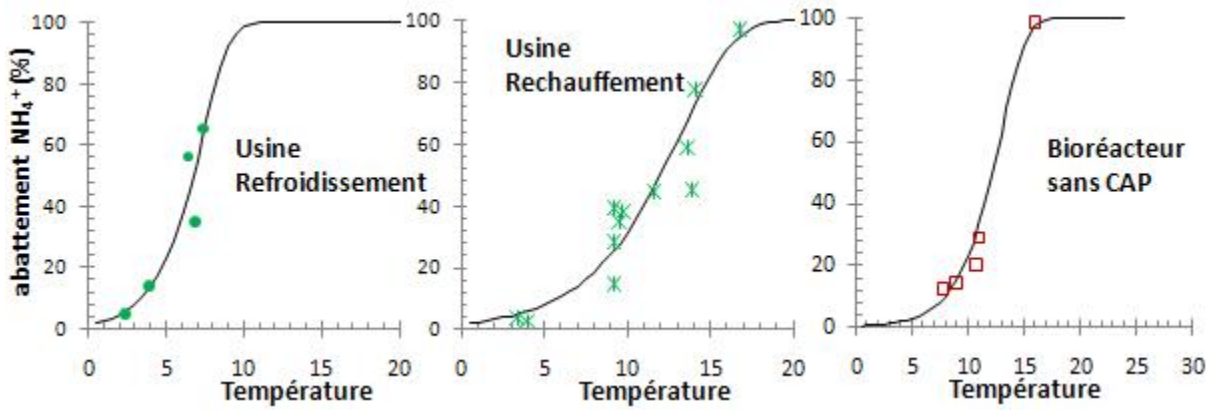


Figure 5-4 Cinétique d'abattement de l'azote ammoniacal en fonction de la température (°C) pour un temps de contact fixe (usine : 18 min; bioréacteur : 79 min)

Le temps de contact pour l'usine est celui du filtre biologique, soit environ 18 minutes. Durant la période où la cinétique a été évaluée, celui des bioréacteurs était stable à 79 minutes.

La relation pour le filtre CAG biologique de l'usine est nettement différente entre le réchauffement et le refroidissement. Lors du réchauffement, la réduction de l'azote ammoniacal est bien moins efficace qu'en période de refroidissement, à température égale. L'explication de ce phénomène vient du développement de la biomasse. Lors du réchauffement, la biomasse doit d'abord se réactiver et/ou se multiplier. Au contraire, lors du refroidissement, la biomasse est déjà active et nombreuse. Cette activité de la biomasse explique pourquoi on retrouve des meilleurs

abattements d'azote ammoniacal en température froide lors du refroidissement annuel que lors du réchauffement annuel.

Selon ces résultats, il semble que le BRM-HCCAP d'un âge de CAP de 60 jours (CUR[1] = 8,1 mg/L) permet la nitrification en température plus froide que ne le permet le filtre biologique de l'usine. En effet, lors du refroidissement, alors qu'on note une perte de performance d'environ 50% lorsque le filtre biologique chute à 7 ^{o}C, le BRM-HCCAP maintient une performance de 100% à cette même température. Cette tendance au BRM-HCCAP de permettre la nitrification plus longtemps que ne le permet un filtre biologique a également été noté par Charest (2009). Ce dernier a noté une baisse de performance du filtre biologique de l'usine à 60% lorsque la température a chuté à 9,8 ^{o}C alors que le BRM-HCCAP maintenait une performance de 100%. La performance supérieure du BRM-HCCAP par rapport à l'usine pourrait être principalement attribuable au temps de contact supérieur du procédé. En effet, le bioréacteur avait un temps de contact d'environ 1 h, alors que le filtre biologique a un temps de contact de seulement 18 minutes. Davantage d'essais seraient requis pour pouvoir comparer les deux procédés pour un temps de contact équivalent.

5.4 Élimination de la matière organique naturelle

5.4.1 Carbone organique dissous et carbone organique total

L'enlèvement de la matière organique naturelle a été suivi pour les trois procédés de traitement. Les figures suivantes présentent la performance des procédés pour l'enlèvement du COD. Les résultats sont présentés en abattement (%) relatif à leur affluent (figure 5-5) et en valeur absolue (figures 5-6 et 5-7).

---

[1] CUR : « Carbon Usage Rate » ou « taux d'utilisation du charbon ». Ce dernier est exprimé en mg de CAP par litre d'eau utilisé par le procédé (excluant la consommation lors des lavages chimiques)

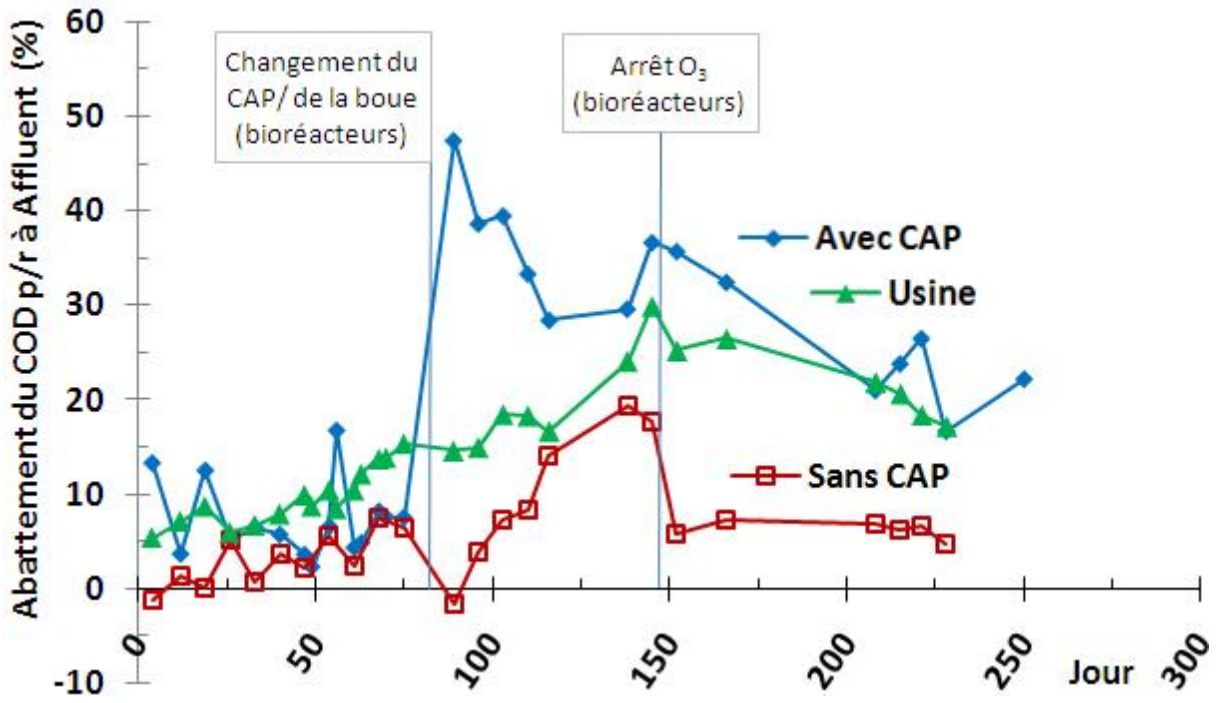


Figure 5-5 Pourcentage d'abattement du COD par rapport à l'affluent

L'affluent des deux bioréacteurs est l'eau décantée-ozonée pour les données du 1er jour au 145e jour, ainsi que pour la donnée du 250e jour. Concernant les données du 152e jour au 228e jour, l'affluent est l'eau décantée non-ozonée. L'affluent de l'usine est l'eau décantée-filtrée-ozonée.

Le bioréacteur avec CAP a une performance de traitement dont la variabilité est reliée à la température et à l'âge du CAP. Lorsque l'âge du CAP est élevé (> 200 jours), l'abattement du COD est d'environ 8% pour une température modérée. À partir du 80e jour d'opération, lorsque le CAP est en adsorption, ce dernier permet une réduction jusqu'à 48% du COD. En été, pour un âge de CAP de 30 jours, la performance est d'environ 32%, ce qui est légèrement supérieure à la performance de l'usine. Ensuite, à partir du 200e jour d'opération, pour un âge de CAP de 60 jours, sans inter-ozonation, la réduction du COD est semblable à la réduction obtenue par l'usine.

Pour le filtre biologique de l'usine, l'abattement du COD est d'environ 7% à température froide puis augmente jusqu'à 30% à température chaude. Quant au bioréacteur sans CAP, ce dernier permet une légère réduction du COD. Lorsque ce dernier ne contient peu ou pas de boue, comme c'est le cas près du 1er jour d'opération et près du 80e jour d'opération, l'abattement du COD est de 0%. Il faut donc un certain temps d'accumulation de boue, qui permet le développement d'une

biomasse, avant que la réduction du COD ne soit possible. La réduction du COD est fortement améliorée avec une température chaude. En été, cette réduction augmente même jusqu'à 20%. Au 152e jour d'opération, on note une réduction notable de l'abattement de COD. Ce jour correspond au premier point d'échantillonnage pour lequel l'affluent n'était pas ozoné. L'inter-ozonation contribue donc à la réduction totale du COD.

La comparaison entre les deux bioréacteurs permet de conclure qu'un CAP âgé de 30 ou de 60 jours apporte un gain significatif en performance de traitement. Le gain de performance moyen apporté par le CAP ayant 30 ou 60 jours est de 18%. Cette moyenne exclut les données où le CAP a moins de 30 jours, où le CAP est âgé de plus de 200 jours et où il n'y a pas encore suffisamment de boues dans le bioréacteur sans CAP.

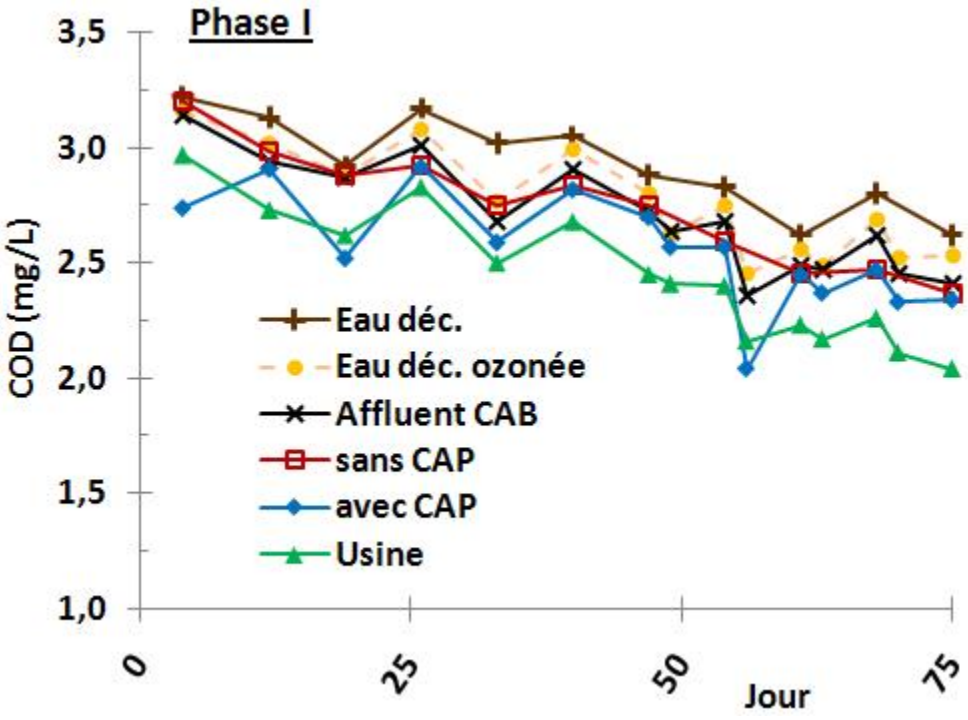


Figure 5-6 Concentration en COD durant la phase I

La figure 5-6 montre à nouveau que durant la phase I, en température froide ou modérée, tant les bioréacteurs que le filtre biologique de l'usine obtiennent une plus faible performance de réduction du COD.

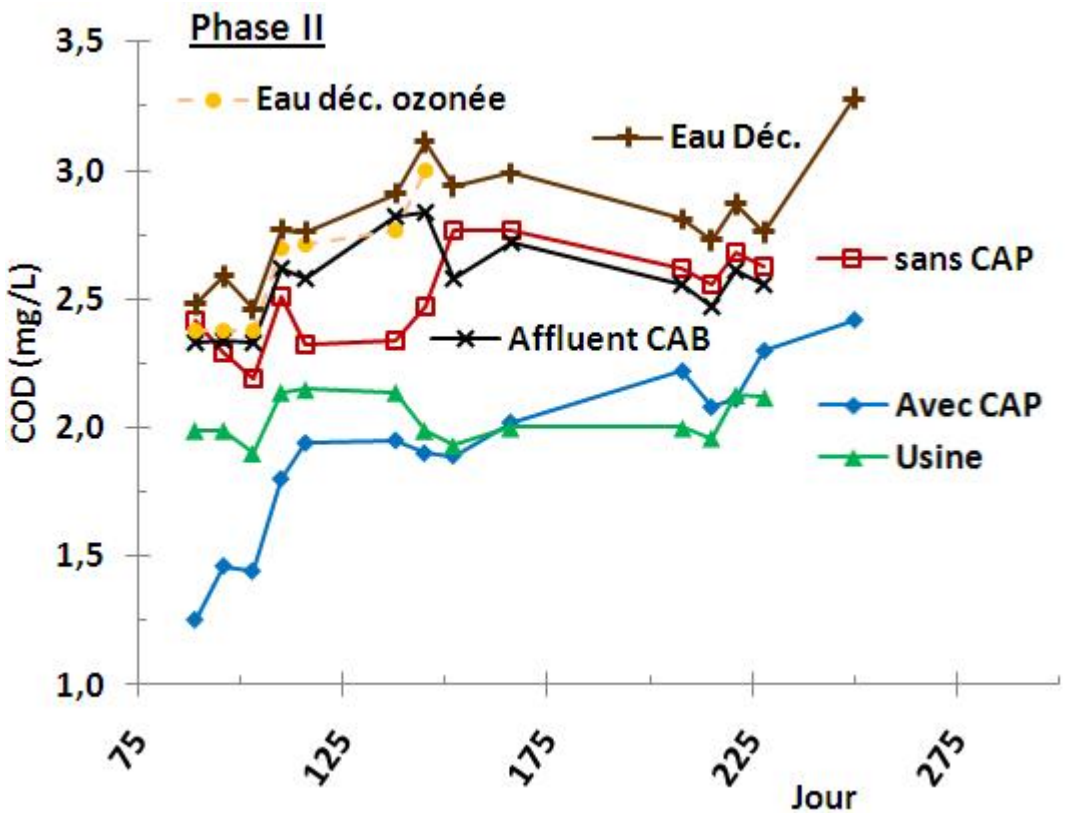


Figure 5-7 Concentration en COD durant la phase II

Les résultats de COT mesurés au pilote à l'aide d'un équipement installé en-ligne sont, à toute fin pratique, identiques aux résultats de COD mesurés en laboratoire. Ceci confirme la validité des mesures. La figure 5-8 présente les résultats de COT. Chaque point de donnée représente soit une moyenne quotidienne ou une moyenne sur une période de lecture de 4 h.

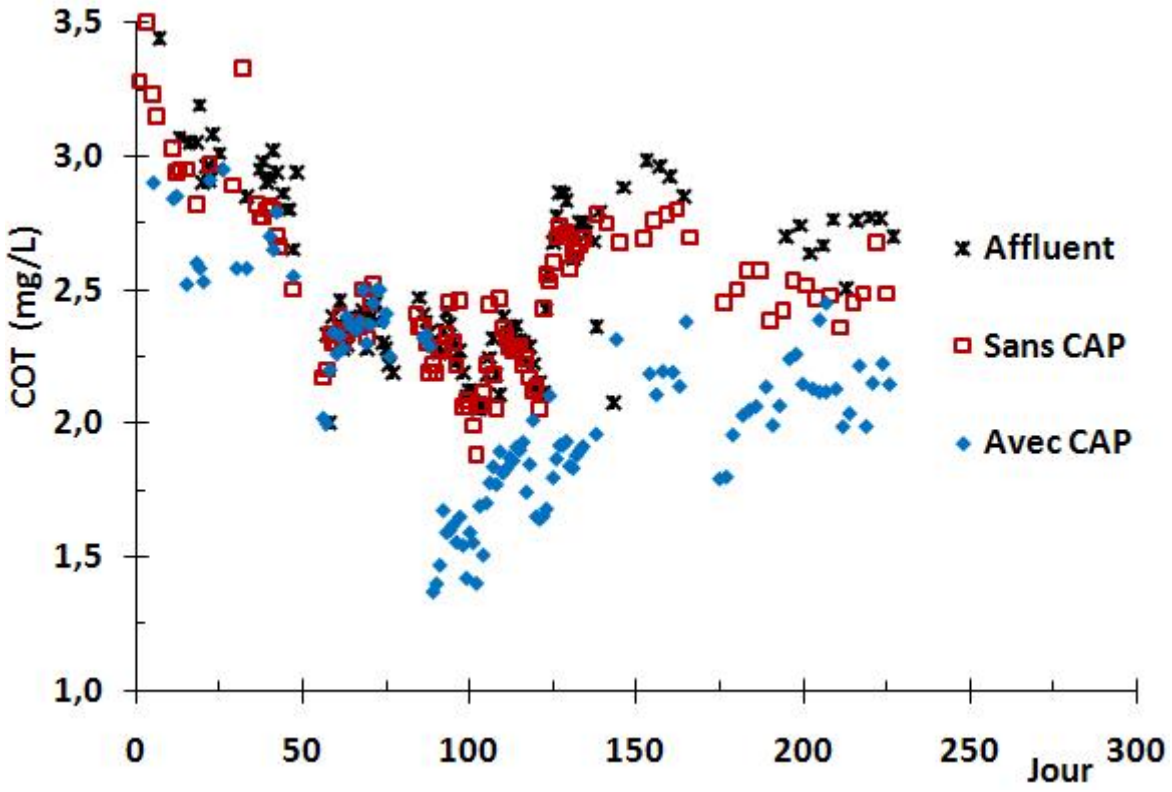


Figure 5-8 Concentration en COT pour les bioréacteurs et leur affluent

5.4.2 Élimination du carbone organique dissous biodégradable

Le CODB est la fraction spécifique du COD étant disponible à la biomasse pour sa croissance. Afin d'éviter une croissance de biomasse dans le réseau de distribution, il est important d'avoir le moins possible de CODB à la sortie d'une usine de traitement. Une étude suggère une concentration maximale en CODB de 0,15 mg/L afin d'avoir une eau biologiquement stable (Servais, Barillier, & Garnier, 1995), c'est-à-dire une eau permettant d'éviter la croissance bactérienne. Il est cependant courant en Amérique du Nord d'excéder cette valeur et d'utiliser la chloration comme technique pour contrôler la recroissance bactérienne.

L'eau décantée a une faible concentration en CODB, de seulement 0,27 mg/L en moyenne. Suite à l'ozonation, la concentration en CODB de l'eau augmente d'un facteur moyen de 2,3. Les figures suivantes présentent les résultats de CODB en valeur absolue (figures 5-9 et 5-10).

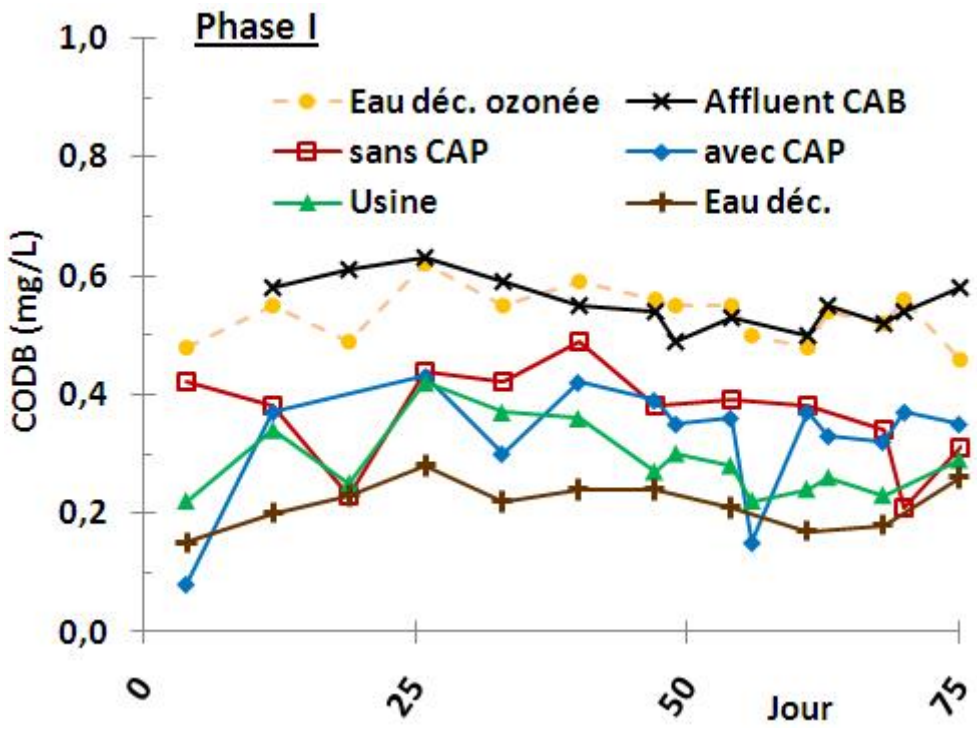


Figure 5-9 Concentration en CODB durant la phase I

La phase I d'opération est caractérisée par une température froide ou modérée ainsi qu'un âge de CAP de plus de 200 jours pour le bioréacteur avec CAP. Les trois procédés, soit le filtre biologique de l'usine, le bioréacteur avec CAP et le bioréacteur sans CAP permettent un abattement moyen respectif de 46%, 39% et 26%. Le bioréacteur avec CAP biologique à âge élevé (>200 jours) obtient donc une performance presque équivalente au filtre biologique de l'usine. De plus, le CAP biologique d'un âge de plus de 200 jours bonifie le traitement du CODB dans un bioréacteur membranaire, par rapport à un bioréacteur membranaire sans CAP. Durant cette phase, le gain en performance de traitement moyen obtenu par la présence du CAP de 200 jours dans le bioréacteur est de 13% d'abattement du CODB.

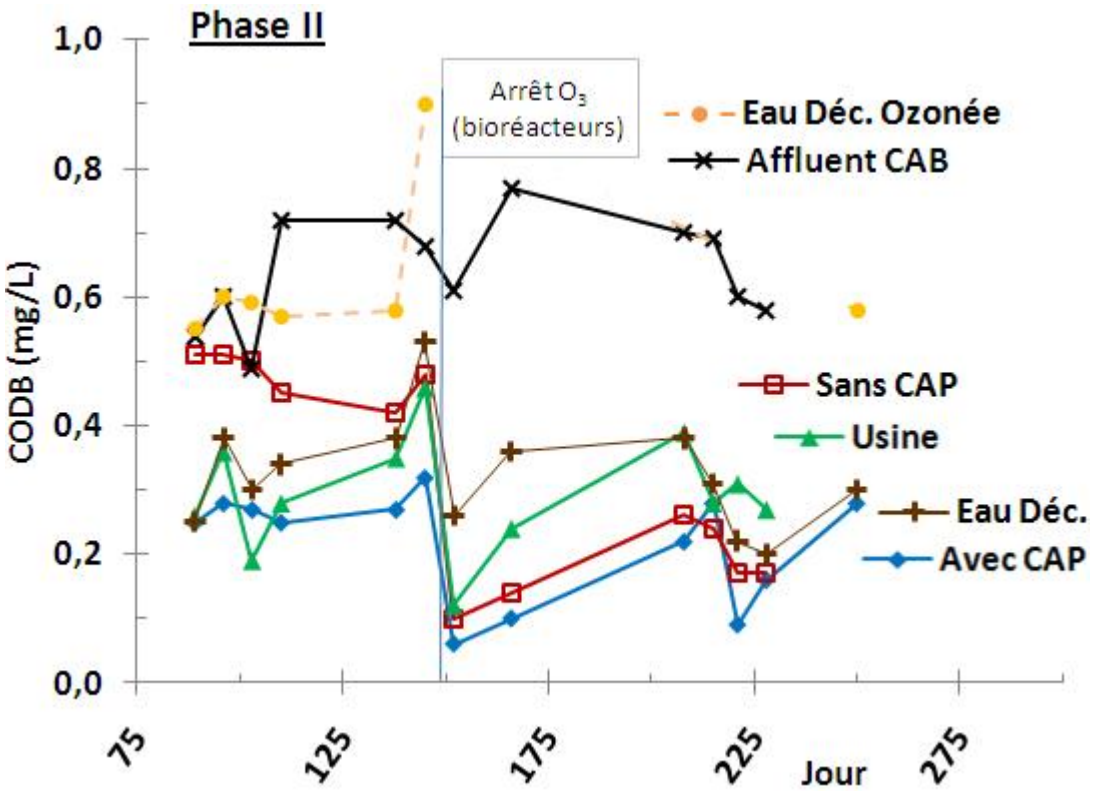


Figure 5-10 Concentration en CODB durant la phase II

La performance de traitement durant la deuxième phase d'opération est supérieure à ce qu'elle est durant la première phase, pour les trois procédés, principalement à cause de la température plus élevée. Pour le filtre biologique de l'usine, l'abattement moyen du CODB par rapport à son affluent est de 54%.

Au début de l'opération de la phase II, le bioréacteur sans CAP ne contient pas de boue accumulée provenant de l'eau décantée. Sans cette boue, comme c'est le cas pour le COD, le CODB n'est pas traité. Par la suite, après 4 semaines d'opération, l'abattement moyen du CODB est de 35%.

Pour le bioréacteur avec CAP, l'abattement moyen du CODB pour toute la durée de la phase II est de 51%. Cette performance n'est pas beaucoup influencée par l'âge du CAP, variant de 0 jour à 60 jours. Même lorsque le CAP agit en adsorption (80e au 90e jour), la réduction du CODB est aussi de l'ordre de 51%. Sans inter-ozonation, la réduction du CODB est également élevée, mais légèrement inférieure (47%). Toutefois, bien que la réduction du CODB soit légèrement

inférieure, la concentration à l'effluent est supérieure par rapport à ce qu'elle aurait été s'il n'y avait pas eu d'inter-ozonation. Lorsqu'il n'y a pas d'inter-ozonation (qui provoque une hausse du CODB), l'effluent contient moins de CODB que lorsqu'il y a inter-ozonation.

La figure 5-11 présente les mêmes résultats d'abattement du CODB, mais cette fois-ci exprimés en abattement par rapport à l'eau décantée. Cette figure permet de mieux percevoir l'impact de l'inter-ozonation et de la température.

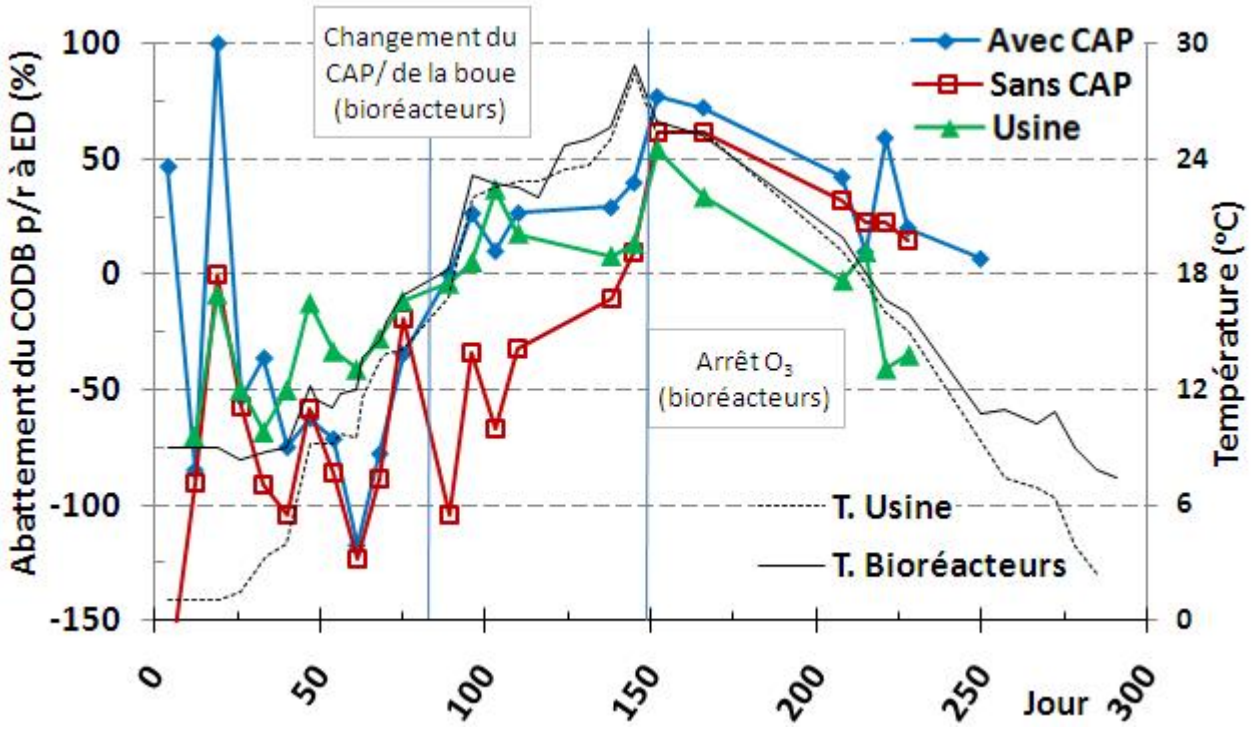


Figure 5-11 Abattement du CODB par rapport à l'eau décanté

L'abattement du CODB est fortement corrélé à la température de l'eau. En température froide ainsi qu'en température modérée, les traitements n'arrivent pas à ramener l'eau à une concentration inférieure de CODB à ce qu'elle n'était avant son ozonation. En température chaude, les trois traitements biologiques sont efficaces pour la réduction du CODB. Les meilleures performances de traitement du CODB ont généralement été obtenues par le bioréacteur avec CAP alimenté à l'eau décanté sans ozonation (152e jour au 228e jour). Afin de réduire au maximum le CODB de l'eau traitée, il est donc avantageux de ne pas utiliser d'inter-

ozonation. Lorsqu'il y a inter-ozonation, le BRM-HCCAP permet toutefois de réduire une bonne partie du CODB ayant été formé. Par ailleurs, l'utilisation de l'inter-ozonation est souvent dictée par le besoin de s'attaquer à d'autres enjeux de qualité (sous-produits, goûts et odeurs, désinfection, etc.)

5.4.3 Carbone organique réfractaire

La mesure du carbone organique réfractaire (COR) permet d'évaluer l'apport de l'adsorption dans le procédé de traitement. Il est obtenu en soustrayant la partie biodégradable (CODB) du COD. Un abattement de 0% du COR signifie qu'il n'y a eu aucun abattement par adsorption. La figure 5-12 présente les résultats d'abattement du COR.

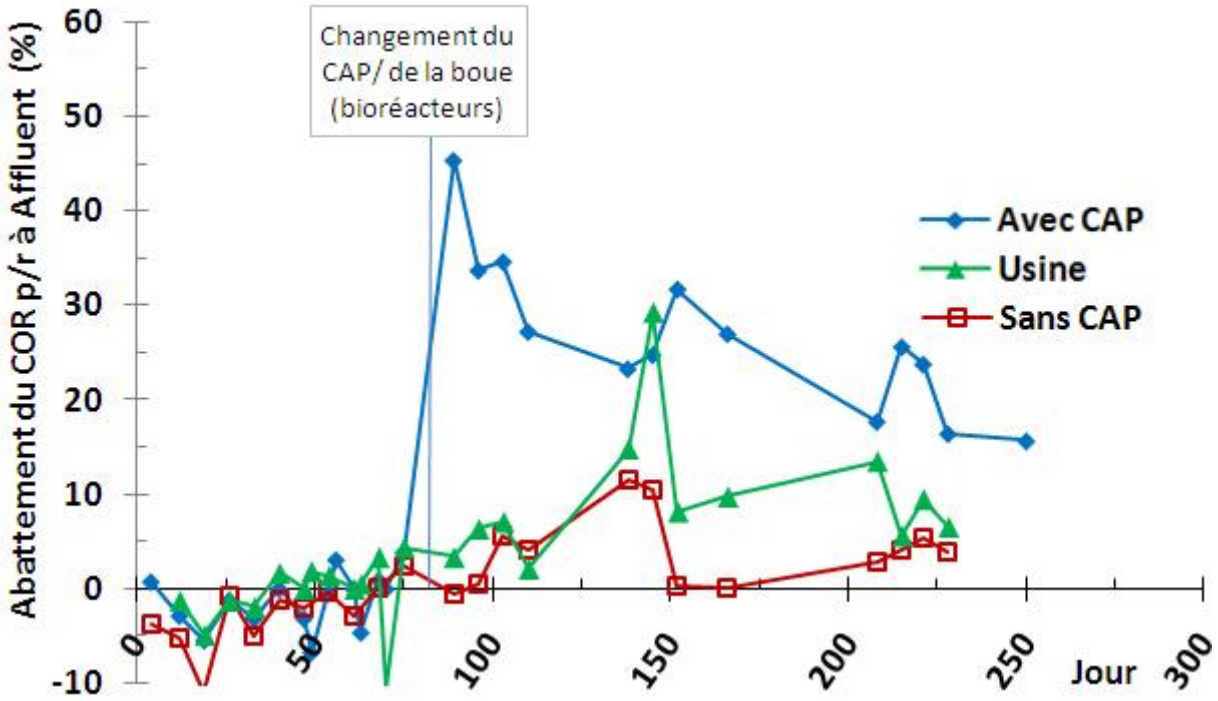


Figure 5-12 Abattement du carbone organique réfractaire par rapport à l'affluent

La figure permet de constater qu'un âge de CAP de 30 jours (CUR = 16,2 mg/L) et de 60 jours (CUR = 8,1 mg/L) ont tous deux de bonnes capacité d'adsorption du COR. Leur abattement

moyen respectif est de 27% et 21%. À un âge de 200 jours, sans ajouts ni purges, le CAP n'a pas de capacité d'adsorption.

Le bioréacteur sans CAP ne présente pratiquement aucune capacité d'adsorption, puisque ce dernier ne contient pas d'adsorbant. Il est étonnant de constater des valeurs de 10% d'abattement du COR autour du 140e jour d'opération. Il pourrait donc y avoir un phénomène d'adsorption dans la boue sans CAP, mais ce phénomène demeure très faible et pourrait être associé à l'incertitude sur les mesures. Il est possible que l'incertitude soit plus grande qu'à l'habitude à cause des manipulations en laboratoire. Le temps de conservation de l'échantillon était plus long qu'à l'habitude et le manipulateur n'était pas le même lors de cette mesure.

Durant la même période, le filtre CAB de l'usine présente également une faible capacité d'adsorption, qui atteint jusqu'à 30% d'abattement du COR en une seule occasion. Cette différence pourrait également être attribuable au temps de conservation et au manipulateur. De plus, bien que les filtres CAB de l'usine soient en opération depuis plus de dix ans, certains auteurs soulignent (Servais et al., 2005) que l'activité biologique régénère en partie des sites d'adsorption du charbon. Cette régénération des capacités d'adsorption du CAG pourrait expliquer les faibles performances d'adsorption retrouvées du 100e au 125e jour.

À partir de ces résultats d'abattement de COR, il est possible d'évaluer la part de l'adsorption et du traitement biologique dans l'abattement du CODB. Cette évaluation repose sur l'hypothèse que la fraction du COR adsorbé est identique à la fraction du CODB adsorbé. Il est donc possible de soustraire l'abattement de CODB adsorbé à l'abattement de CODB total (adsorbé + biologique) pour obtenir l'abattement de CODB par voie biologique. Par contre, la validité de l'hypothèse que le COR et le CODB sont adsorbés en proportions égales n'est pourtant pas garantie. Cette hypothèse est discutée plus en détails à la fin de la section (5.4.3).

Les figures 5-13, 5-14 et 5-15 présentent les concentrations de CODB réduit par voie biologique et de CODB adsorbé pour les deux bioréacteurs et pour l'usine.

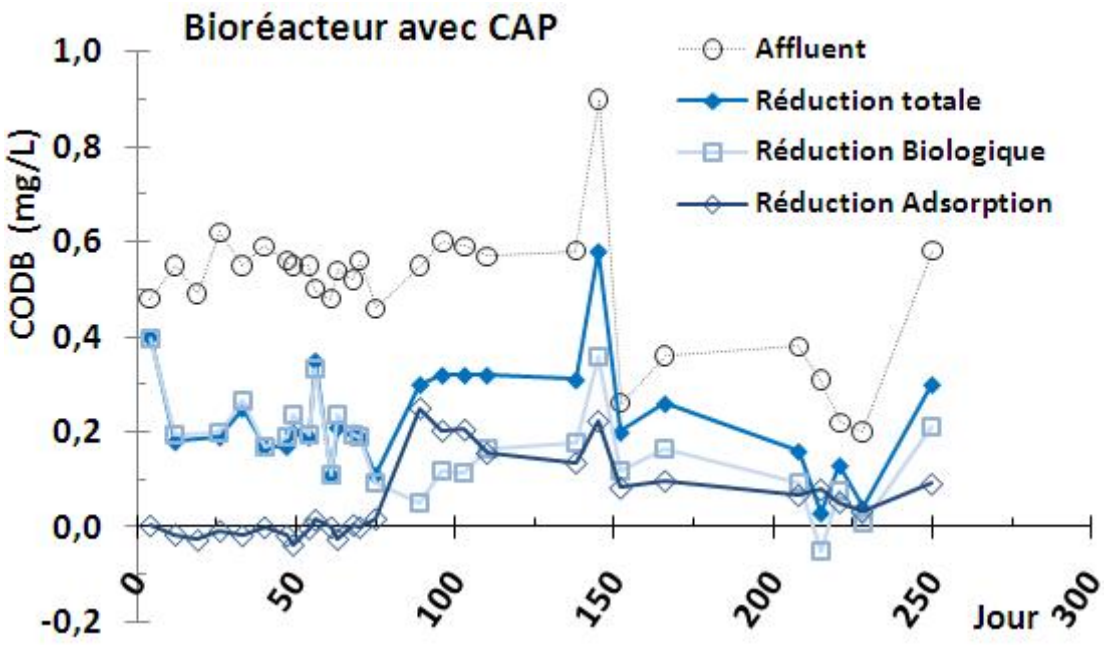


Figure 5-13 Réduction du CODB dans le BRM-HCCAP par adsorption et par voie biologique

La capacité d'abattement par adsorption et par voie biologique varie tout au long de l'étude, principalement en fonction de l'âge du CAP. D'abord, jusqu'au 80e jour d'opération, durant la phase I, le bioréacteur avec CAP n'a aucune capacité d'adsorption. Le CAP d'un âge > 200 jours sans ajouts ni purges ne permet donc pas l'adsorption du CODB. De plus, lorsque le CAP est jeune, au premier point de la phase II (88e jour), la figure montre un grand apport de l'adsorption et un faible apport de la biodégradation. Par la suite, du 88e au 120e jour, lorsque l'âge du CAP augmente, la capacité d'adsorption du CAP diminue alors que l'abattement par voie biologique augmente. Cette tendance était attendue et a également été retrouvée dans l'étude de Charest (2009).

La chute des différents abattements au 152e jour est causée par l'arrêt de l'ozonation, lorsque les bioréacteurs sont alimentés par l'eau décantée au lieu de l'eau décantée-ozonée.

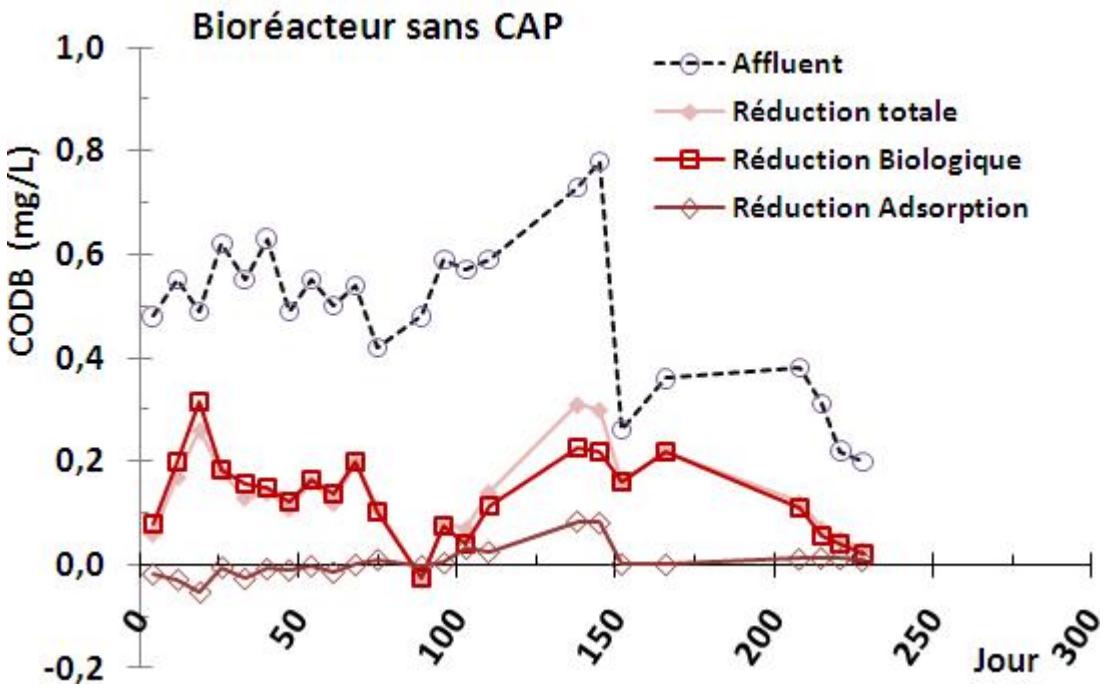


Figure 5-14 Réduction du CODB dans le BRM par adsorption et par voie biologique

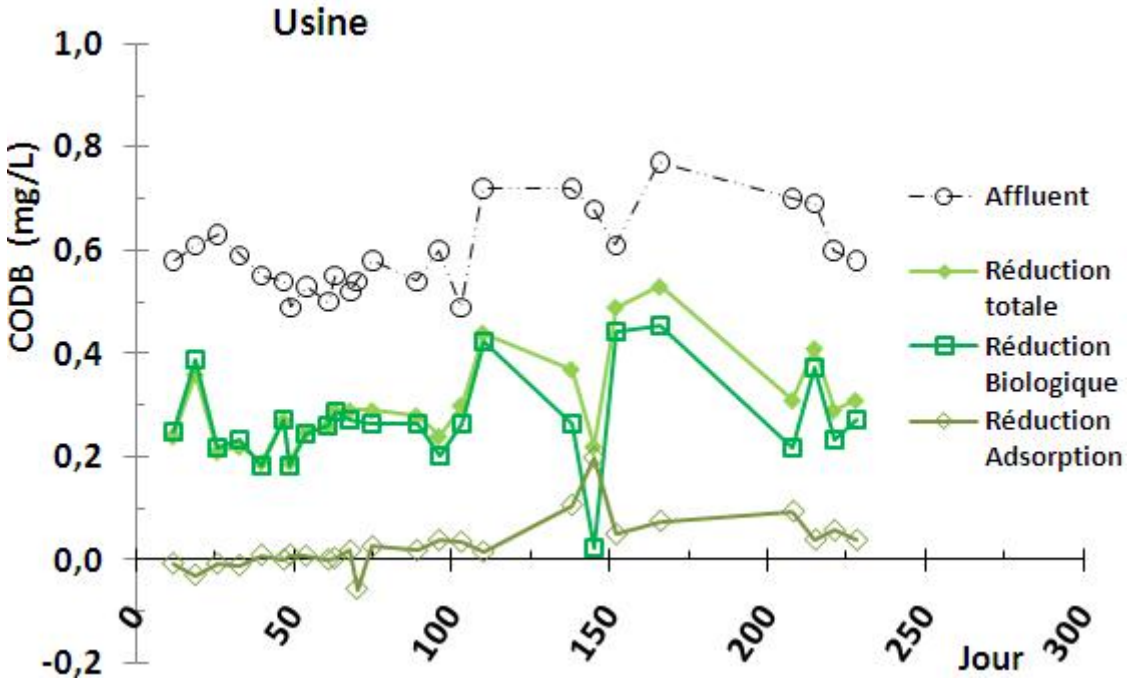


Figure 5-15 Réduction du CODB par l'usine par adsorption et par voie biologique

L'abattement du CODB par adsorption pour le bioréacteur sans CAP et pour l'usine est pratiquement nulle pour toute la durée des essais. Il n'y a qu'autour du 150e jour d'opération où il semble y avoir eu un phénomène d'adsorption. Comme mentionné plus tôt, il est possible que cette période soit associée aux incertitudes à cause du long temps de conservation de l'échantillon et du changement de manipulateur.

En comparant l'abattement du CODB par voie biologique dans le bioréacteur avec CAP et sans CAP, il est possible de déterminer l'apport du CAP pour le développement de la biomasse dans le bioréacteur membranaire. Durant la première phase d'opération, où le CAP n'avait pas de capacité d'adsorption, les enlèvements moyens du CODB par le BRM-HCCAP et le BRM sans CAP sont respectivement de 32% et 28% (i.e. identiques). Ces moyennes incluent seulement les données pours lesquelles un échantillonnage a eu lieu au même moment pour les deux bioréacteurs. De plus, elles n'incluent pas les deux premières semaines d'opérations, puisque la biomasse du CAP était déjà développée alors que celle du bioréacteur sans CAP partait à neuf. Cet écart de 4% d'abattement ne représente pas une différence significative (p_{value} = 0,073). Le CAP biologique de 200 jours n'amplifie donc pas l'activité de la biomasse pour l'abattement du CODB. En ce qui concerne l'abattement du CODB par voie biologique pour le BRM-HCCAP âgé de 0 à 60 jours par rapport au BRM du même âge sans CAP, les résultats sont 24% dans les deux cas. Il n'y a pas eu de différence significative d'abattement par voie biologique entre les deux bioréacteurs (p_{value} = 0,30), peu importe la présence d'inter-ozonation. Il n'y a donc pas eu de gain significatif d'abattement du CODB par voie biologique à cause de l'ajout du CAP dans un BRM. Rappelons que le CAP permet tout-de-même de l'adsorption, ce qui entraine un meilleur abattement global du CODB.

Rappelons également que les conclusions de cette section reposent sur l'hypothèse que le CODB et le COR sont adsorbés dans une même proportion. L'exactitude de cette hypothèse n'est pourtant pas garantie, car le CODB, étant composé de molécules de nature différente de l'ensemble du COD, pourrait être plus difficilement ou plus facilement adsorbable que ne l'est le COR. Plusieurs auteurs ont comparé l'adsorption du COR par rapport à l'adsorption du CODB, obtenant des résultats différents. La plupart des études indiquent que le CODB, composé de molécules généralement plus petites et moins aromatiques (Treguer, et al., 2010), est plus difficilement adsorbable que ne l'est le COR (Koudjonou, Prévost, & Merlet, 2005) (Nishijima & Speitel, 2004). Toutefois, une récente étude note que, contrairement aux attentes, les tests

d'adsorption ont mené à la conclusion que le CAP enlève le CODB préférentiellement (Treguer, et al., 2010). Pour une dose de CAP de 20 mg/L, le CODB était deux fois plus adsorbé que ne l'était le COR. À l'inverse, Koudjonou et al. (2005) indiquent que la fraction adsorbable du COR est deux fois plus importante que ne l'est celle du CODB. Il semble donc que la fraction adsorbable du COR et du CODB soit relative aux caractéristiques de l'eau étudiée. L'hypothèse d'une proportion identique de COR et de CODB adsorbé demeure une première approximation grossière, qui se doit d'être mieux estimée par des essais sur l'eau étudiée pour en tirer des conclusions fiables.

5.5 Réduction de l'absorbance UV

La figure 5-16 présente les résultats d'absorbance UV pour les bioréacteurs, pour l'usine et pour leurs affluents respectifs. Jusqu'au 145e jour d'opération, l'affluent des bioréacteurs lors des échantillonnages était l'eau décantée-ozonée. À partir de ce moment, l'affluent aux bioréacteurs est l'eau décantée (sans ozonation).

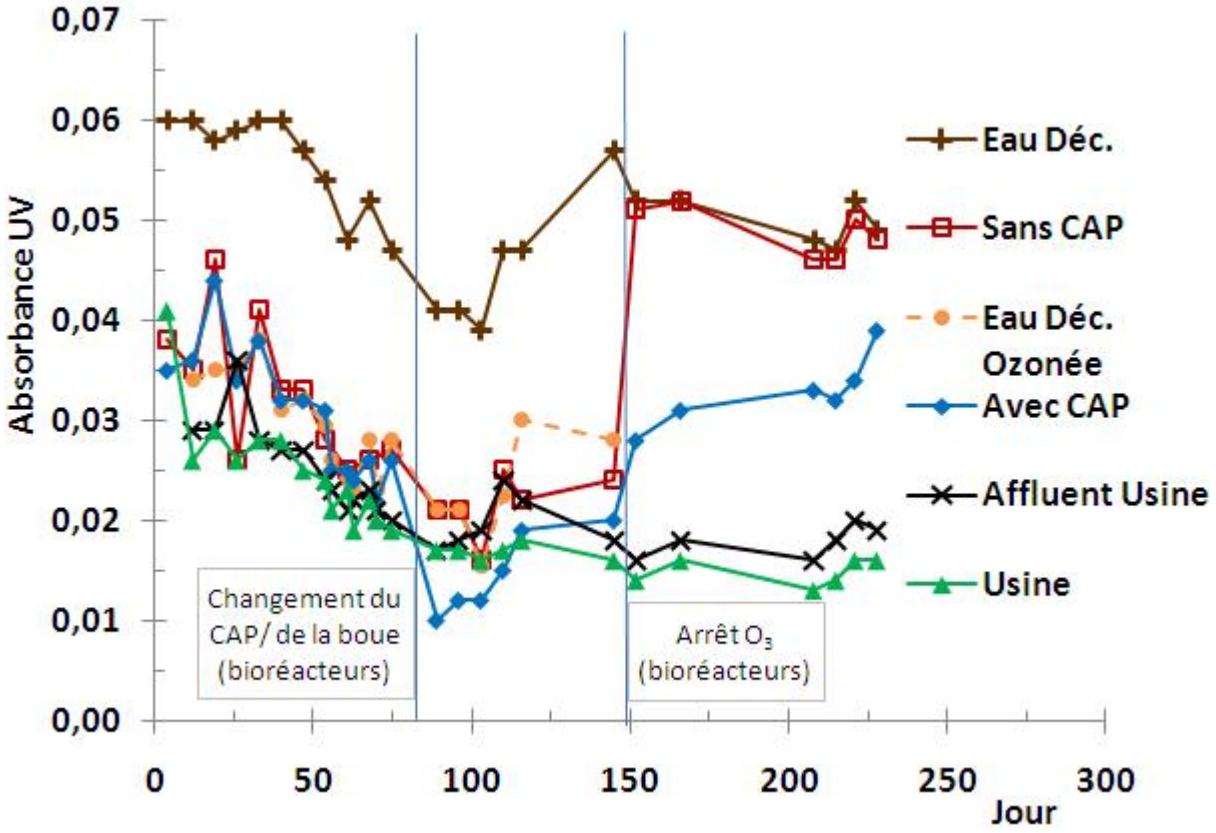


Figure 5-16 Absorbance UV (cm^{-1}) des trois procédés et de leurs affluents

La première conclusion à noter à partir de la figure 5-16 est l'impact de l'ozone. L'abattement moyen de l'absorbance UV par l'ozone sur l'eau décantée est de 45%, ce qui est un impact majeur. Pour l'affluent de l'usine, qui utilise de l'eau décantée–filtrée-ozonée, la dose d'ozone est un peu plus élevée qu'au pilote (moyenne de 1,95 mg/L p/r à 1,1 mg/L). Puisque la dose d'ozone est plus élevée, l'abattement moyen d'absorbance UV est aussi plus élevé, se situant à environ 55%.

Le filtre biologique de l'usine a peu d'impact sur l'absorbance UV. Il permet un abattement moyen de seulement 10%, ce qui est cohérent avec les abattements de COR observés. L'abattement est un peu plus élevé en été qu'il ne l'est en hiver, probablement à cause de la plus grande activité de la biomasse.

Le bioréacteur sans CAP n'a pas d'impact sur l'absorbance UV, ou du moins un impact contenu dans les limites de détection de la méthode, peu importe l'âge de la boue ou la présence d'inter-ozonation.

Finalement, la performance d'abattement d'absorbance UV pour le bioréacteur avec CAP varie en fonction de l'âge du CAP. Durant la phase I (jour 1 à 77), lorsque l'âge du CAP est de plus de 200 jours, le bioréacteur n'a pas d'impact sur l'absorbance UV. Au tout début de la phase II, lorsque le CAP passe de 4 jours (4 jours est l'âge du CAP à la première lecture durant la phase II) à 30 jours, l'abattement de l'absorbance UV diminue graduellement de 50 à 35%. Par la suite, sans inter-ozonation et toujours à un âge de 30 jours, l'abattement augmente à environ 40%. Sans inter-ozonation, l'abattement en pourcentage de l'absorbance UV est un peu plus élevé. Toutefois, l'absorbance UV en valeur absolue est beaucoup plus grande que s'il y avait une inter-ozonation. L'arrêt de l'inter-ozonation n'est donc pas compensé par la performance du bioréacteur. Finalement, lorsque l'âge moyen du CAP est de 60 jours, sans inter-ozonation, l'abattement diminue davantage pour se situer à environ 30%.

5.5.1 Analyses par chromatographie par exclusion de taille (HPLC-SEC-UV)

La figure 5-17 présente les résultats d'une analyse de type « size exclusion chromatography » (chromatographie par exclusion de taille) réalisée sur l'affluent et l'effluent des bioréacteurs.

L'échantillonnage pour cette analyse a été réalisé au 255e jour d'opération, un moment où le CAP avait un âge de 60 jours.

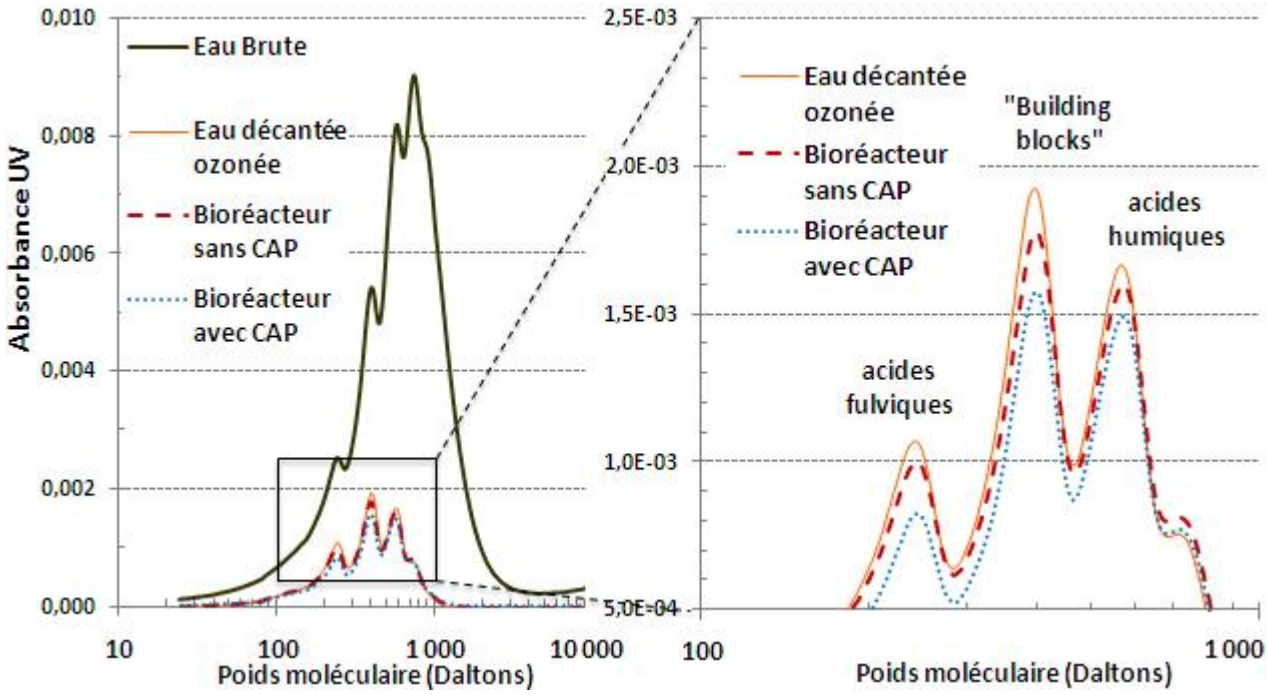


Figure 5-17 Absorbance UV (cm^{-1}) par poids moléculaire pour l'eau brute, l'affluent et l'effluent aux bioréacteurs

La figure 5-17 montre une large différence entre l'eau décantée-ozonée et l'eau brute, représentant l'impact de la décantation suivi de l'ozonation. L'impact des bioréacteurs est mis en évidence dans la figure de droite. L'eau décantée-ozonée contient légèrement plus de composés à faible poids moléculaire que le bioréacteur sans CAP, ce dernier en contenant plus que le bioréacteur avec CAP. La réduction des pics d'absorbance UV par le bioréacteur sans CAP par rapport à l'eau décantée-ozonée pour (i) les acides fulviques, (ii) les blocs élémentaires (*building blocks* composant l'ossature des acides humiques) et (iii) les acides humiques est de (i) 7%, (ii) 7% et (iii) 4%. Pour le bioréacteur avec CAP, cette réduction est de (i) 24%, (ii) 18% et de (iii) 10%. C'est probablement l'adsorption du CAP de 60 jours qui a permis cette réduction. Les bioréacteurs permettent donc une réduction des composés aromatiques à faible poids moléculaire, malgré la porosité bien supérieure des membranes par rapport à ces molécules. Toutefois, cette

réduction des composés à faibles poids moléculaire n'a pas nécessairement entraîné une réduction du potentiel THM de l'eau. Cet aspect est discuté plus en détails à la section 5.7.1.

5.6 Demande en chlore

La figure 5-18 présente les résultats des demandes en chlore. Celles-ci ont été obtenues en dosant suffisamment de chlore pour maintenir un résiduel de chlore libre de 1,0 ± 0,5 mg/L après 24h, à un pH de 8,0. Cette condition permet de garantir que le chlore n'était pas le réactif limitant la réaction.

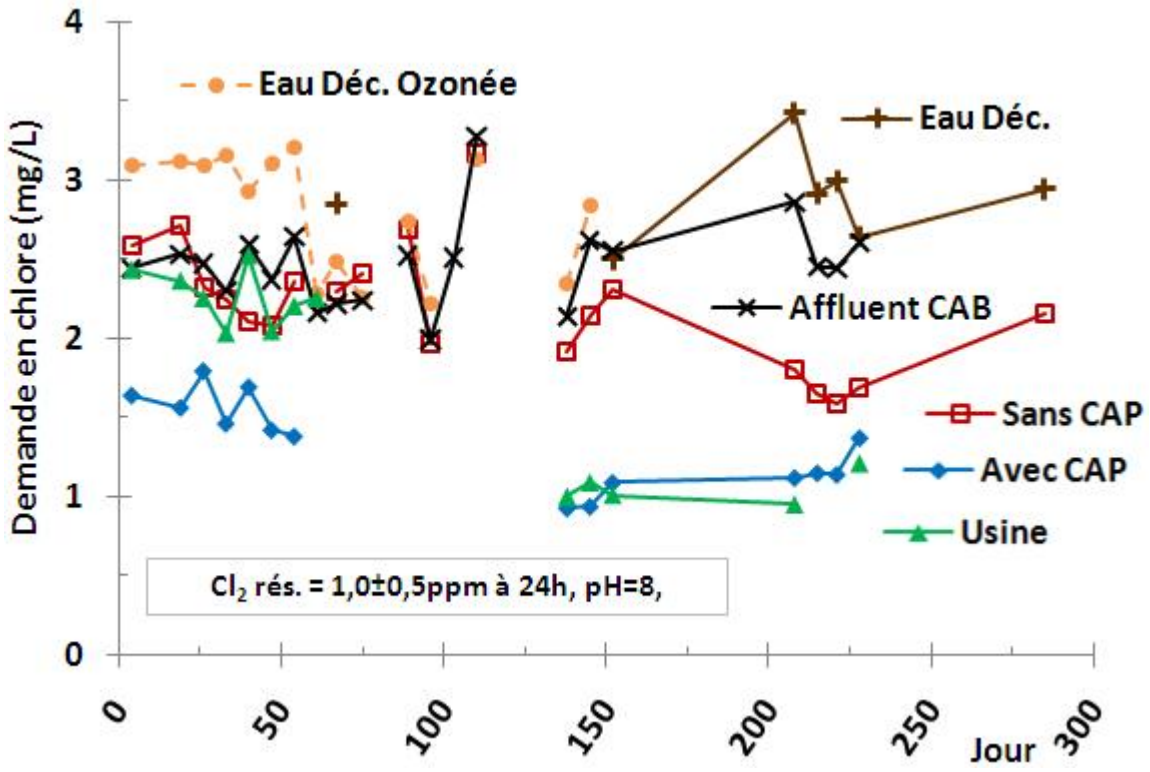


Figure 5-18 Demande en chlore pour les trois procédés et leurs affluents

En comparant l'eau décantée à l'affluent au filtre biologique (150e au 228e jour) on remarque que ces deux types d'eau sont très similaires. La faible différence est attribuable à l'injection de chlore de 0,3 mg/L à l'usine au bassin de relèvement. Les traitements d'ozonation ainsi que le filtre à sable ne permettent donc pas de réduction de la demande en chlore durant cette période de l'année.

Les trois procédés de traitement à l'essai permettent une réduction considérable de la demande en chlore. Cette réduction de la demande est principalement attribuable à l'abattement de l'azote ammoniacal de l'eau. Tel que mentionné dans l'introduction, l'azote ammoniacal contribue à la demande en chlore dans un ratio massique de 7,6 :1 (Desjardins, 1997). Il est donc essentiel d'avoir une bonne réduction de l'azote ammoniacal de l'eau afin de réduire la consommation en chlore, ce qu'ont permis les différents procédés biologiques durant l'été. La figure 5-19 présente la demande en chlore excluant l'apport de l'azote ammoniacal (estimée selon la stœchiométrie).

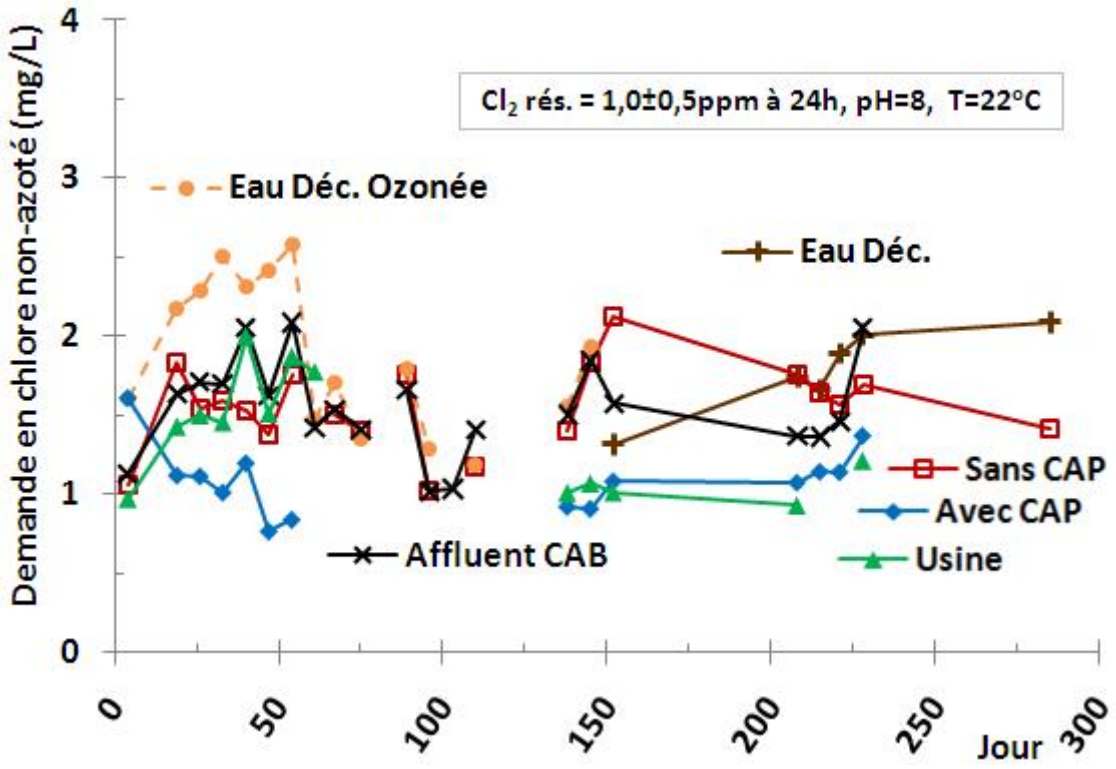


Figure 5-19 Demande en chlore excluant l'impact de l'azote ammoniacal

Le bioréacteur avec CAP permet une réduction de la demande en chlore supérieure au bioréacteur sans CAP, même en excluant l'impact de l'azote ammoniacal, ce qui est cohérent avec le meilleur abattement du COD observé. De plus, la réduction de la demande en chlore est considérable même lorsque l'âge du CAP est supérieure à 200 jours.

En été et en automne, la demande en chlore pour un âge de CAP de 30 ou de 60 jours est équivalente à la demande en chlore obtenu par l'usine. Toutefois, l'affluent de l'usine a déjà été chloré à une dose 0,3 mg/L, ce qui n'est pas le cas de l'affluent aux bioréacteurs. Cette dose de

chlore pourrait aider à la réduction de la demande en chlore pour l'effluent du l'usine, bien que l'impact doit être limité puisqu'à ce stade le chlore réagit principalement avec l'azote ammoniacal. La demande en chlore de l'usine, corrigée pour cette dose de chlore, pourrait donc être de 0 à 0,3 mg/L supérieure à ce que la figure 5-19 indique. Sommairement, la réduction de la demande en chlore pour le bioréacteur avec CAP est donc légèrement meilleure ou équivalente à la réduction obtenue par les filtres biologiques de l'usine.

5.7 Sous-produits de désinfection du chlore

5.7.1 Enlèvement des précurseurs de THM

La figure 5-20 présente les résultats de formation de trihalométhane sous les conditions de formations uniformes (THM-UFC).

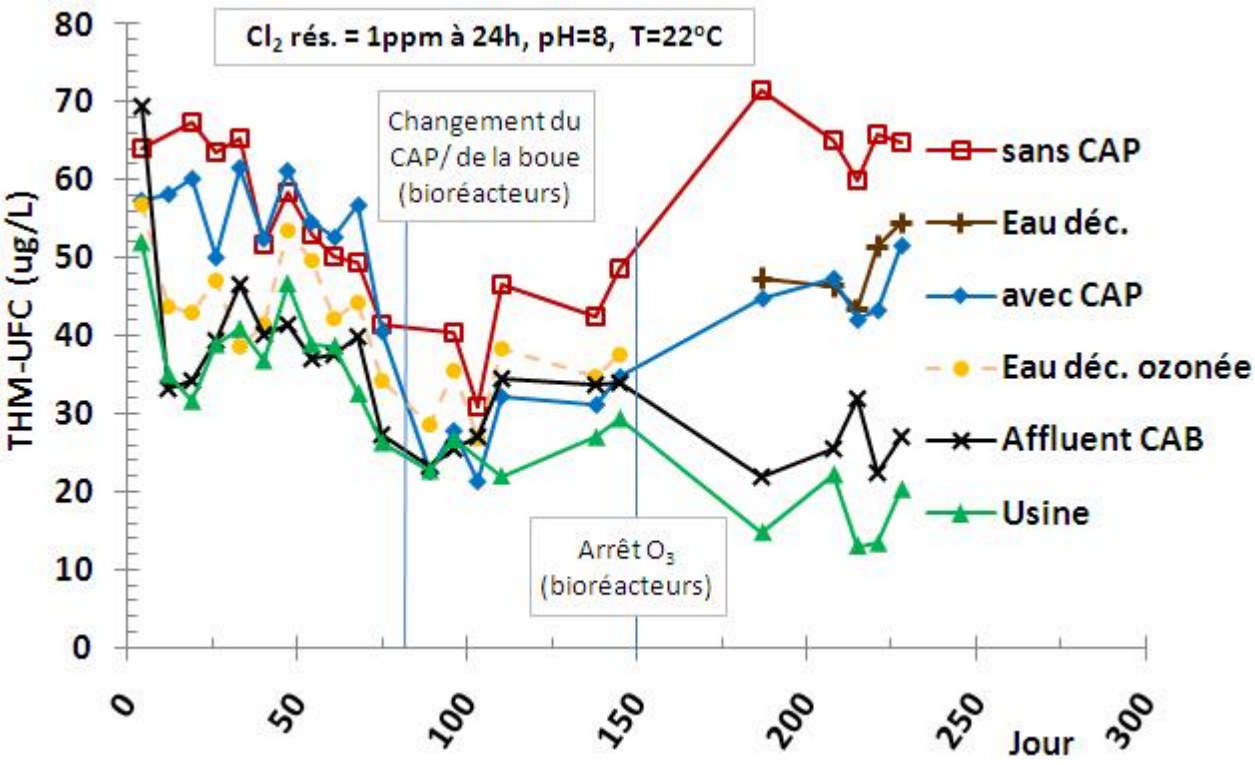


Figure 5-20 Concentration de THM des trois procédés et de leurs affluents

Durant la 1ere phase ainsi qu'une partie de la 2e phase, soit jusqu'au 150e jour d'opération, les essais sur les bioréacteurs utilisaient de l'eau décantée-ozonée. À partir du 151ième jour, l'eau n'était plus ozonée. L'affluent aux bioréacteurs était alors l'eau décantée. D'ailleurs, l'augmentation des THM-UFC des deux bioréacteurs (avec et sans CAP) pour les cinq derniers essais est principalement attribuable à ce changement d'affluent.

En observant la figure 5-20, une comparaison rapide peut donner l'impression que quelque soit les conditions d'opérations, le filtre biologique de l'usine de Sainte-Rose permet un meilleur traitement que le bioréacteur avec CAP. Toutefois, la comparaison directe des résultats n'est pas possible car l'affluent n'est pas le même. L'affluent aux filtres de l'usine passe par un filtre à sable et est traité par la suite avec une dose d'ozone supérieure. En se basant sur les données du 175e au 230e jour d'opération, ce prétraitement permet un abattement moyen de 46% des THM-UFC par rapport à l'eau décantée, lequel provient probablement principalement de l'étape d'ozonation (1,95 mg/L en moyenne). Le prétraitement pour les bioréacteurs n'est pas aussi robuste, étant constitué de seulement une inter-ozonation à plus faible dose (1,1 mg/L) en opération jusqu'au 150e jour. Selon les données de l'étude de Charest (2009), une dose d'ozone de 1,5 mg/L permet un abattement moyen de 36% des THM-UFC. L'affluent aux filtres CAB de l'usine est donc de meilleure qualité que l'affluent aux bioréacteurs, ce qui explique en grande partie pourquoi l'effluent aux filtres CAB est de meilleure qualité que l'effluent des bioréacteurs.

En température froide et durant la période de réchauffement de l'eau (jour 1 à 100), le filtre biologique de l'usine n'a aucun impact significatif sur les THM-UFC (p_{value} = 0,21). En température chaude, ce filtre biologique permet un abattement moyen de 23% des THM-UFC. L'enlèvement des THM-UFC dans les filtres CAB est donc moins efficace que l'enlèvement du CODB et similaire, voire légèrement inférieur, à l'enlèvement du COD.

Le bioréacteur sans CAP, quelque soit la température de l'eau, provoque une augmentation des THM-UFC de l'eau. Chacun des essais démontrait systématiquement une augmentation des THM-UFC de l'effluent par rapport à l'affluent, peu importe la présence ou non d'une inter-ozonation. Cette augmentation est de l'ordre de + 26%. Tel que montré à la figure 5-8, le bioréacteur sans CAP permet une diminution du carbone organique total. Toutefois, il semblerait que le carbone organique relargué contribue davantage à la formation des THM. Compte tenu de ces résultats, nous supposons que suite à son temps de séjour dans le bioréacteur, la matière

organique naturelle est modifiée de manière à être plus réactive à la formation de THM. Cet impact est retrouvé même lorsque la boue est âgée de seulement 4 jours.

Concernant le bioréacteur avec CAP, la performance d'abattement des THM-UFC est variable. Cette variabilité est principalement attribuable à l'âge du CAP. D'ailleurs, la figure 5-21 montre les THM-UFC du bioréacteur avec CAP en fonction de l'âge du CAP. Durant la première phase d'opération (jour 1 à 79), lorsque le CAP a un âge élevé entre 220 et 300 jours, il y a une augmentation du potentiel de THM de l'eau suite à son passage dans le bioréacteur. Cette augmentation est semblable à l'augmentation retrouvée pour la membrane sans CAP. La présence de CAP âgé de plus de 200 jours sans ajouts/purges n'aurait simplement aucun impact, pour une température modérée, sur les THM-UFC dans un bioréacteur membranaire. Par la suite, à partir du 83e jour d'opération, le bioréacteur opère avec du CAP de 0 jours augmentant graduellement jusqu'à l'âge de 30 jours. Pour cet âge de CAP, malgré l'augmentation des THM-UFC que provoque la boue, le bioréacteur permet un abattement moyen de 15%. Lorsque l'âge du CAP était de 5 jours (89e jour), l'abattement était de 20%. Par la suite, pour un âge de CAP de 60 jours (jours 180 à 300), sans inter-ozonation, le bioréacteur avec CAP n'a pas d'impact significatif sur les THM-UFC (p_{value} = 0,14). Il semblerait que le CAP de 60 jours permet seulement de compenser pour l'impact négatif qu'a la boue. La légère perte de performance du CAP de 60 jours par rapport au CAP de 30 jours, en termes d'abattement par rapport à l'affluent, n'est pas nécessairement attribuable à l'âge plus élevé du CAP. Trois explications sont possibles : (i) il est possible que la perte de performance soit attribuable à l'absence d'inter-ozonation. Lorsqu'il y avait de l'inter-ozonation, peut-être que les précurseurs de THM-UFC résiduels suite à l'ozonation étaient plus facilement biodégradables ou adsorbables par le CAP biologique. Cet effet aurait été perdu pour les essais avec le CAP âgé de 60 jours, où il n'y avait pas d'inter-ozonation. (ii) Deuxièmement, la température était plus froide lorsque le CAP avait 60 jours (25,0 ^{o}C / 17,8 ^{o}C). La chute de performance peut donc être potentiellement attribuable à la température. (iii) Troisièmement, il est possible que le CAP de 60 jours adsorbe moins bien les précurseurs de THM-UFC de l'eau, car la dose de CAP frais à 60 jours (CUR = 8,1 mg/L) est plus faible qu'elle ne l'est à 30 jours (CUR = 16,2 mg/L). Cette dernière hypothèse est un impact direct d'un âge plus élevé de CAP.

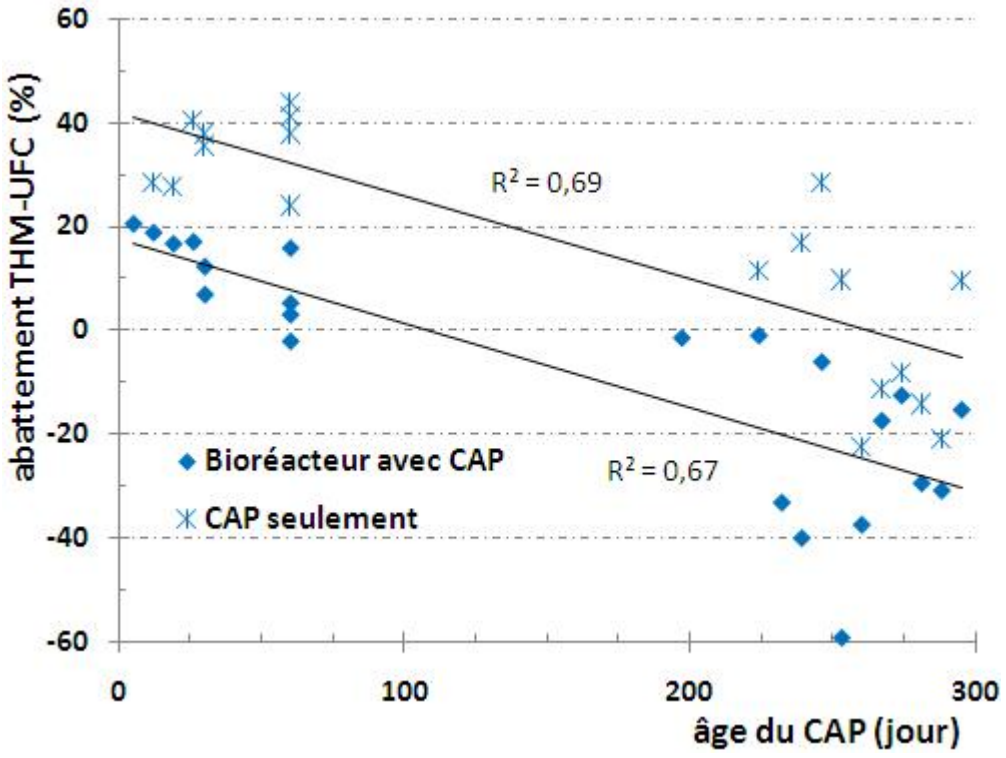
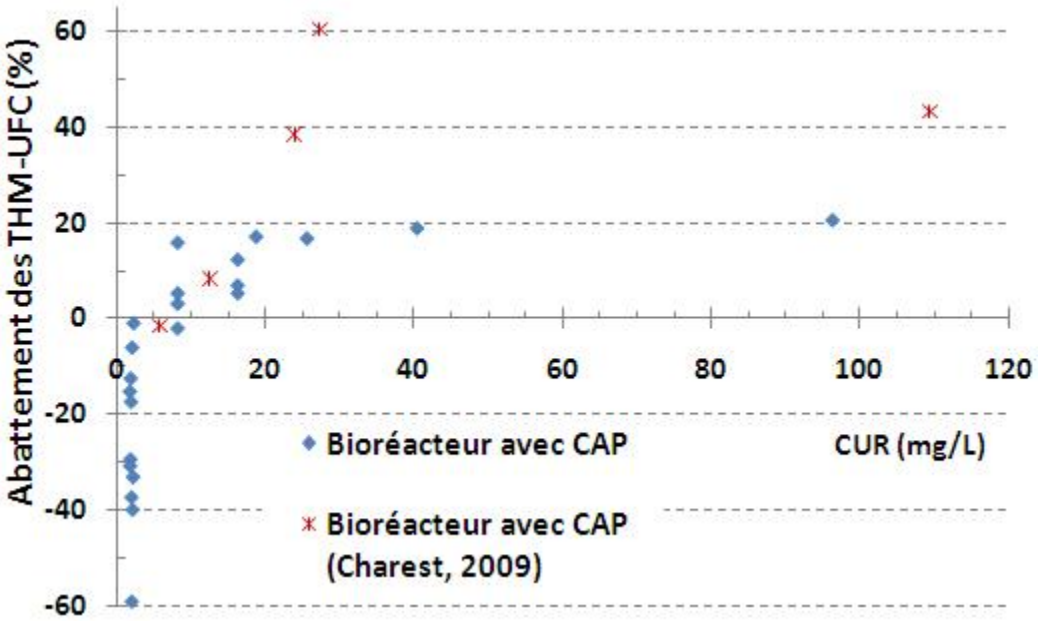


Figure 5-21 Abattement des THM-UFC selon l'âge du CAP pour le BRM-HCCAP

La figure 5-21 permet également d'observer l'impact qu'a le CAP de différents âges sur la réduction des THM-UFC à une concentration de 10 g/L dans un BRM-HCCAP. La courbe « CAP seulement » représente l'impact du CAP, obtenu en soustrayant l'impact négatif du bioréacteur sans CAP au bioréacteur avec CAP. L'écart entre les deux courbes (26%) correspond à l'augmentation des THM-UFC provoqué par le BRM sans CAP.

La comparaison de ces résultats par rapport à d'autres études est quelque peu hasardeuse, car la méthode de mesure des THM ainsi que plusieurs conditions de traitement varie selon les auteurs. Ces résultats sont toutefois comparables à l'étude de Charest (2009), qui utilisait les mêmes installations et les mêmes méthodes d'analyses pour ses essais. Tel que mentionné dans la revue de littérature, ce dernier a obtenu une performance d'abattement des THM-UFC qui décroit de près de 60% à seulement 10% lorsque le CAP passe d'un âge de 7 jours jusqu'à un âge de 92 jours. Ces résultats sont meilleurs que ceux obtenus par l'étude en cours. Les résultats d'abattement de THM-UFC de la présente étude pour le BRM-HCCAP sont à nouveau présentés à la figure 5-22 et comparé aux résultats de l'étude de Charest (2009) en fonction du CUR.



5-22 Abattement des THM-UFC en fonction du taux d'utilisation du CAP (CUR) pour le bioréacteur avec CAP

La réduction des THM-UFC était plus élevée lors de l'étude de Charest (2009) pour les données à haut taux d'utilisation du charbon (CUR). On retrouve toutefois la même tendance qui veut qu'un faible CUR entraîne une faible réduction des THM-UFC. La différence s'explique probablement en raison du changement annuel de la qualité de l'eau d'affluent. D'ailleurs, ce changement n'est pas négligeable puisque lors de l'étude de Charest (2009), la concentration en THM-UFC moyenne de l'affluent était de 70 µg/L par rapport à 43 µg/L pour l'étude en cours.

5.7.2 Enlèvement des précurseurs d'AHA

Une deuxième catégorie de sous-produits de désinfection du chlore a été suivie de près, soit les acides haloacétiques (AHA). La figure 5-23 présente les résultats concernant les AHA-UFC.

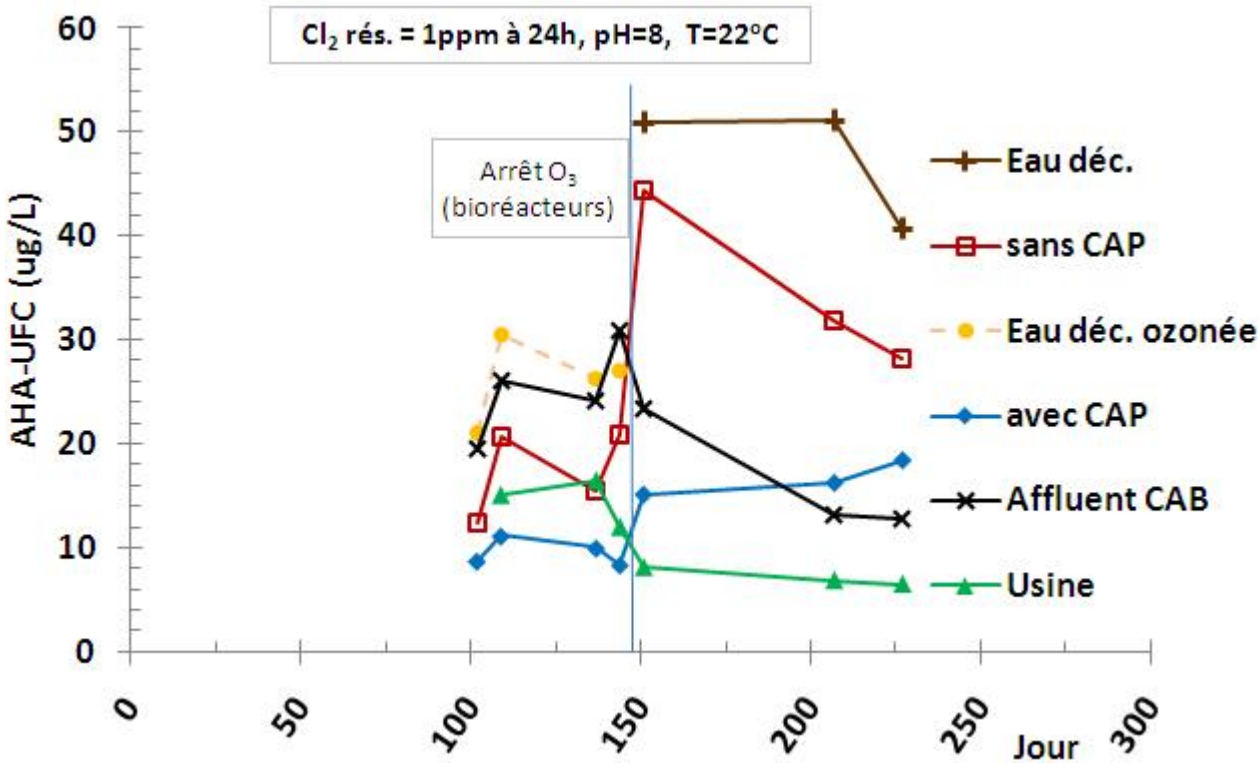


Figure 5-23 Évolution saisonnière des concentrations d'AHA-UFC pour les différents types d'eaux à l'étude

D'abord, notons que l'ozonation permet un abattement significatif des AHA, estimé à 45% en comparant la moyenne des données d'eau décantée à celle de l'eau décantée-ozonée, bien que ces échantillons n'ont pas été prélevés les mêmes journées. En comparaison, l'étude de Charest (2009) a obtenu une réduction de 35% des AHA-UFC par l'ozonation, ce qui confirme l'ampleur de l'impact de l'ozonation pour cet affluent.

Le filtre CAB de l'usine apporte un abattement supplémentaire à l'ozonation de 50%. Les mesures sont seulement disponibles en température chaude (15 °C à 28 °C). Le filtre biologique est donc très efficace pour la réduction du potentiel AHA sous ces conditions.

Les membranes sans CAP apporte également un gain substantiel au traitement, peu importe la présence d'une inter-ozonation. La réduction moyenne est de 31%. Bien que le bioréacteur sans CAP ne soit pas efficace pour la réduction des THM, il fonctionne bien pour la réduction des AHA.

Le bioréacteur avec CAP ayant un âge de 30 ou de 60 jours permet une réduction moyenne de 65% du potentiel AHA. Tout comme pour le bioréacteur sans CAP, le pourcentage de réduction n'est pas influencé par l'inter-ozonation. Le procédé de bioréacteur membranaire avec CAP est donc efficace pour la réduction des AHA en température chaude. Sa performance de traitement, pour un âge de CAP de 30 ou de 60 jours, est sensiblement supérieure à celle du filtre biologique de l'usine.

5.8 Capacité d'adsorption du CAP sans les membranes

Des essais d'adsorption du CAP d'un âge de 0 jour, 60 jours et 300 jours ont été réalisés sur l'eau brute afin de déterminer les capacités d'adsorption du CAP. Ces capacités ont déjà été déterminées indirectement grâce à l'analyse de l'abattement du COR (section 5.4.3). Ces essais sont donc complémentaires aux résultats de la section 5.4.3. Les essais ont été effectués en laboratoire dans des bouteilles de 500 mL agitées et maintenues à 20 ^{o}C. Le temps de contact était le même que dans les bioréacteurs au pilote, soit 1 h. Le CAP provenant du bioréacteur a été utilisé pour les essais. Afin de l'isoler de l'eau interstitielle, ce dernier a été rincé et filtré sur 0,45 µm. Son activité biologique a été inhibé en trempant le CAP dans une solution de 0,2 g/L de NaN_3. L'azoture de sodium (NaN_3) n'a pas pu être ajouté à l'eau brute, car les pré-tests ont démontré que l'ajout de 1 g/L de NaN_3 dans l'eau brute interférait avec les résultats de COD. Les résultats sont présentés à la figure 5-24.

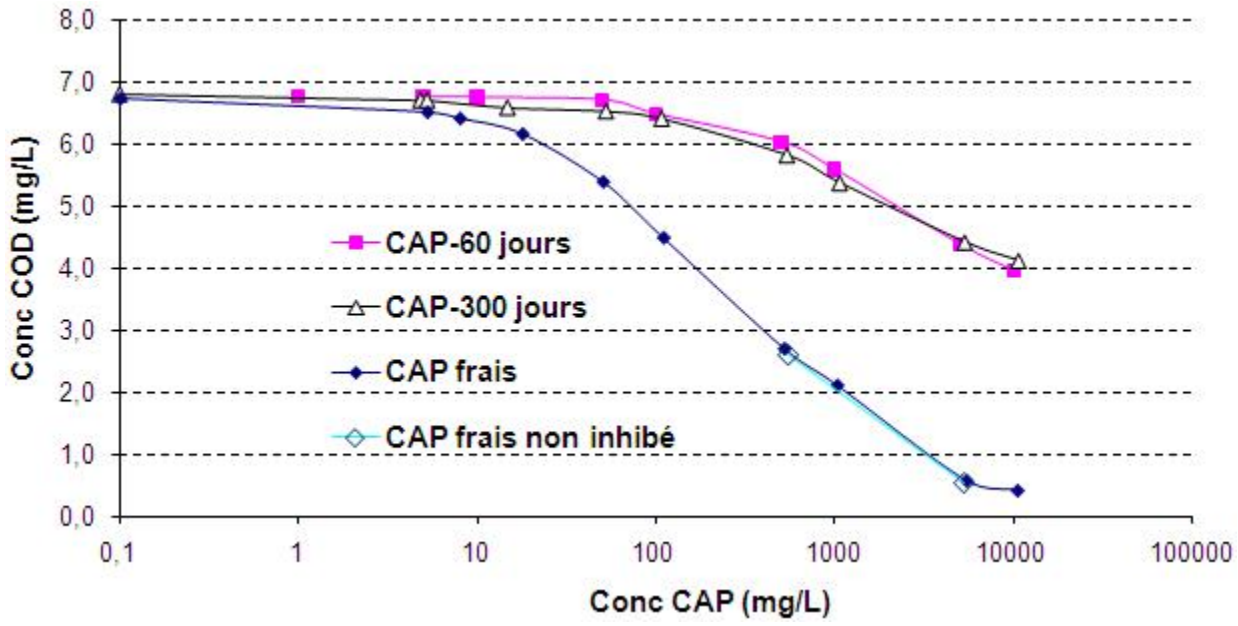


Figure 5-24 Isotherme d'adsorption du CAP sur l'eau brute

Les courbes de CAP frais inhibé et non inhibé sont superposées. Il est donc possible d'en conclure que l'ajout de NaN_3 n'a pas eu d'impact sur l'adsorption du CAP. Ces courbes d'adsorption sont décrites par l'isotherme de Freundlich. Ce dernier est décrit par l'équation suivante (Clifford, 1999) :

$$C / m = K\, C_e^{\,(1/n)} \qquad (11)$$

Où : C : Concentration de COD (mg/L)

m : Concentration de charbon actif en poudre (g/L)

C_e : Concentration de COD à l'équilibre (mg/L)

K : Constante (varie selon la température et le type de molécule adsorbé)

n : Constante (varie selon la température et le type de molécule adsorbé)

Le tableau 5-5 présente les paramètres mesurés de l'équation de Freundlich.

Tableau 5-5 Paramètre d'adsorption du CAP utilisant l'équation de Freundlich

Type de CAP	K	1/n	Coefficient. de corrélation (R^2)
Frais (0 jour)	2,2	1,44	0,99
60 jours	1,8E-04	5,19	0,81
300 jours	3,4E-06	7,79	0,90

Pour un CAP d'un âge de 300 jours, il était attendu que ses capacités d'adsorption soient épuisées. Pourtant, ce n'est pas le résultat obtenu. À une concentration de 10 g/L, le CAP de 300 jours permet d'adsorber près de 2 mg/L de COD en 1 heure dans une eau brute en contenant 6,7 mg/L. La figure 5-24 montre les capacités d'adsorption du CAP frais et biologique. Il semblerait donc que le CAP de 60 jours et de 300 jours ont un potentiel d'adsorption très semblable Toutefois, une incertitude concernant ces résultats demeure : les tests d'adsorption ont été réalisés sur l'eau brute, au lieu de l'eau décantée. Les résultats obtenus avec de l'eau brute ne sont peut-être pas entièrement transposables pour l'eau décantée-ozonée. D'ailleurs, les résultats de la section 5.4.3 sur le COR montrent que le CAP de 200 jours ne présente aucune capacité d'adsorption, ce qui n'est pas le résultat obtenu dans cette section. Compte tenu de cette incertitude, il n'est pas possible de transposé ces résultats d'adsorption pour le BRM-HCCAP, alimenté par une eau décantée.

5.9 Impacts de la présence d'ozone résiduel dans l'affluent du BRM-HCCAP

Au pilote, l'inter-ozonation est l'étape de traitement précédant usuellement les bioréacteurs membranaires. Le temps de contact limité entre l'ozonation et les bioréacteurs membranaires ne permet pas nécessairement une disparation complète de l'ozone résiduel, lequel peut donc être envoyé dans les bioréacteurs. Pour l'étude au pilote, il n'a pas été possible de déterminer à quel moment un résiduel d'ozone entrait dans les bioréacteurs. Il est probable que, durant la première phase d'opération, il y a eu plusieurs moment où un résiduel d'environ 0,10 mg/L entrait dans les bioréacteurs. La forte concentration de CAP présente dans le bioréacteur est une barrière très efficace pour éviter que cet ozone résiduel entre en contact avec les membranes. Cependant, l'impact sur la performance du bioréacteur est inconnu, bien qu'elle soit anticipée comme étant marginale.

Afin de déterminer l'impact qu'aurait un résiduel d'ozone sur la performance du BRM-HCCAP, un essai d'ozonation sur une courte durée a été réalisé du 250e au 252e jour d'opération. L'essai consistait à alimenter le bioréacteur avec CAP avec un affluent possédant un résiduel d'ozone croissant et de mesurer l'impact que cet ozone a sur la performance de traitement associé à la

biomasse. Le résiduel maximal envoyé dans le bioréacteur était de 0,73 mg/L pour une durée de 8h. Le tableau 5-6 présente les résultats.

Tableau 5-6 Impact d'un résiduel d'ozone dans un BRM-HCCAP

#	Dose Ozone (mg/L)	Résiduel Ozone (mg/L)	Abattement NH3 (%)	Abattement COD (%)	Abattement COT (%)	Abattement CODB (%)	Abattement COR (%)
1	0	0	56	26,2	25,1	17	27
2	0,64	0,04	53	22,2	20,1	52	16
3	1,51	0,32	65	17,9	16,8	45	10
4	2,94	0,73	66	12,0	19,2	41	2
5	0	0	92	20,8	20,4	39	19

Les essais étaient réalisés à 11,5 ^{o}C. Le pH de l'affluent variait de 6,1 à 7,0. Le pH de 6,1 est associé à la dose d'ozone la plus faible, alors que le pH de 7,0 est associé à la dose d'ozone la plus élevé, probablement en raison d'un dégazage de CO_2 lors de l'ozonation. Le pH de l'effluent a toujours été stable à 6,9.

Les résultats montrent qu'au tout début, l'azote ammoniacal est enlevé à 56%. Il est étonnant de constater que l'abattement de l'azote ammoniacal n'est pas à 100% au tout début, comme c'était le cas les quelques semaines auparavant. La température n'avait pas encore assez chutée pour expliquer une baisse notable de performance. Cette baisse de performance pourrait davantage être associée à l'augmentation du flux plutôt qu'à la baisse de la température. En effet, 12 h avant le début du premier point de mesure de l'essai, le débit a été augmenté de 150 L/h à 250 L/h. Le temps de contact a donc diminué de 141 à 67 minutes. La biomasse n'a peut-être pas été capable de s'adapter assez rapidement, également en raison de la température modérée (10,7 ^{o}C).

Jusqu'à la plus haute dose d'ozone, cet enlèvement augmente jusqu'à 66%. Un résiduel d'ozone envoyé dans le bioréacteur avec CAP n'a donc pas d'impact négatif sur l'abattement de l'azote ammoniacal. Par la suite, lorsque l'ozone est arrêté depuis 24 h, l'abattement augmente jusqu'à 92%. Il semblerait qu'à ce stade, la biomasse s'est complètement réadaptée au flux supérieur. L'arrêt de l'inter-ozonation a peut-être accéléré l'acclimatation de la biomasse. Pour les semaines suivantes, l'abattement de l'azote ammoniacal est demeuré stable à 100%.

Concernant la réduction de la matière organique naturelle, l'abattement de COD et de COT devrait être identique, comme c'était le cas pour toute l'étude (section 4.3). La différence entre ces valeurs résulte probablement d'erreurs de manipulation en laboratoire sur le COD, de la paramétrisation de l'analyseur de COT en continue ou d'une sous-estimation du COT à cause d'une concentration potentielle d'ozone acheminée vers l'analyseur de COT en continue. Cet écart est particulièrement important pour l'essai #4, où la dose d'ozone est la plus importante. Malgré tout, il semble que plus le résiduel d'ozone augmente, moins l'abattement de la MON est importante. Un résiduel d'ozone envoyé dans le BRM-HCCAP aurait donc un effet négatif sur la réduction du COD. L'impact sur la réduction du COD est donc différent de l'impact sur la réduction de l'azote ammoniacal. De plus, alors que la diminution du temps de contact semble avoir eu un impact sur l'azote ammoniacal, cette diminution n'a pas eu d'impact notable sur le COD.

Pour le CODB, l'abattement initial en absence d'O_3 est très faible (17%). Le résiduel est aussi faible, soit de seulement 0,25 mg/L. L'ozonation augmente grandement le pourcentage d'abattement du CODB, qui passe directement à 52%. Pour les 3e et 4e échantillonnages, l'abattement du CODB se situe à 45% et 41% respectivement. Un grand résiduel d'ozone ne semble donc pas avoir un grand impact sur l'abattement du CODB, ce qui va à l'opposé des résultats de COD et COT.

L'analyse de la réduction du COR permet de mieux comprendre la réduction de la performance d'abattement du COD. Pour la plus haute dose d'ozone (2,94 mg/L soit 0,9 mg O_3 par mg C), le COR était adsorbé à seulement 2%. L'ozonation nuit donc à l'adsorption de la matière organique naturelle. Il semble donc que l'ozone réagit avec le COD pour le rendre possiblement plus hydrophile et moins adsorbable.

Lorsque l'ozonation est arrêtée, la réduction du CODB est plus élevée qu'elle ne l'était au tout début des essais (39% par rapport à 17%). Il semblerait que lorsque l'affluent du bioréacteur est ozoné, même lorsque l'inter-ozonation est arrêtée, l'abattement du CODB est plus élevé que s'il n'y avait jamais eu d'ozonation.

L'objectif principal de cet essai était de déterminer si un résiduel d'ozone envoyé dans le bioréacteur avec CAP est dommageable pour la biomasse. Selon les résultats obtenus, il est possible de conclure qu'un résiduel d'ozone, envoyé sur une courte période de 2 jours, pour une

dose allant jusqu'à 0,73 mg/L, nuit légèrement à la réduction de la MON mais ne nuit pas à la réduction de l'azote ammoniacal. Cependant, la baisse observée de réduction de MON est probablement attribuable à une baisse de performance de l'adsorption et non à une inactivation de la biomasse hétérotrophe car l'abattement du CODB s'est maintenu à une valeur relativement stable.

5.10 Sommaire des impacts de la présence et de l'âge du CAP dans un BRM

Cette section résume les résultats de la phase II, tous présentés dans les sections précédentes, en mettant en évidence l'impact de la présence et de l'âge du CAP sur les performances du procédé. Le tableau 5-7 présente les résultats. Chaque donnée de ce tableau constitue une moyenne sur 1 à 4 points d'échantillonnage, regroupée par âge du CAP et présence ou non d'inter-ozonation. Les conditions aux pilotes n'étaient pas entièrement stables pour l'ensemble des données. Il faut donc comparer les différents âges de CAP en prenant en compte que ce ne sont pas seulement l'âge du CAP et l'ozonation qui varie mais également la qualité de l'eau. Entre autres, la température a varié de 11 ^{o}C à 29 ^{o}C, les températures les plus froides étant associées au CAP de 60 jours, alors que le débit a varié entre 150 L/h et 250 L/h. Les données en petit caractères sont des données particulièrement affectées par les conditions instables du pilote et sont discutées ici-bas.

Tableau 5-7 Impact de l'âge, de l'inter-ozonation et du CAP dans un BRM sur l'enlèvement de contaminant (N.D. : non-disponible)

Âge du CAP (jour) et ozonation	NH_4^+ (%)		COD (%)		CODB (%)		THM (%)		AHA (%)	
	CAP	sans CAP	CAP	sans CAP	CAP	sans CAP	CAP	sans CAP	CAP	sans CAP
12; avec O_3	16	-2	39	4	53	14	19	-10	N.D.	N.D.
30; avec O_3	96	*33*	32	17	59	40	10	-27	65	35
30; sans O_3	99	*47*	31	3	*75*	*61*	N.D.	N.D.	70	13
60; avec O_3	*56*	N.D.	22	N.D.	52	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.
60; sans O_3	99	99	22	6	33	23	5	-31	61	34

Le tableau 5-7, en comparant côte-à-côte les données de performance du bioréacteur membranaire avec et sans CAP, permet de constater rapidement l'impact positif qu'amène le

CAP sur la qualité de l'eau traitée au niveau du COD, du CODB, des THM et des AHA. Concernant l'azote ammoniacal, à 30 jours, les résultats moyens sans CAP sont de 33% et 47% avec et sans ozonation, respectivement. Toutefois, ces moyennes incluent des données d'abattement de 0% et de 100%. Bien que l'âge de la boue soit stable à 30 jours, il a fallu plus de 30 jours pour être capable de commencer à enlever l'azote ammoniacal. Elle est réduite à près de 100% après 75 jours. Sous ces conditions d'opération, le CAP a donc apporter le bénéfice d'accélérer le début de l'abattement de l'azote ammoniacal.

Le tableau 5-7 compare également les performances de traitement du bioréacteur avec CAP pour des âges de CAP de 12 jours, 30 jours et 60 jours. Lorsque que le CAP neuf a seulement 12 jours, il agit encore principalement en mode adsorption. Pour cet âge de 12 jours, lorsque le CAP agit principalement en adsorption, par rapport à un âge de 30 ou de 60 jours, les résultats montrent que :

- L'abattement du NH_4^+ est beaucoup plus faible (16% par rapport à 99%)
- La réduction du COD est plus élevée (39% par rapport à 22% à 32%)
- La réduction des THM est plus élevée (19% par rapport à 5% à 10%)
- La réduction du CODB est semblable (53% par rapport à 52% à 59%)

La distinction entre un âge de CAP de 30 jours et de 60 jours est mince. Les résultats montrent que la réduction du COD, du CODB et des THM est un peu plus faible pour un âge de CAP de 60 jours plutôt que de 30 jours. Toutefois, la diminution de la performance pourrait être davantage attribuée à la différence de température (8 ^{o}C plus froid) plutôt qu'à l'âge du CAP. Concernant la réduction de l'azote ammoniacal, le CAP de 60 jours semble être aussi efficace que le CAP de 30 jours. Il y a une donnée qui montre un abattement de 56% pour le CAP de 60 jours avec ozonation. Toutefois, cette donnée serait probablement attribuable à la réduction du temps de contact en température modéré (10,7 ^{o}C), tel que discuté à la section 5.9.

Finalement, concernant la réduction du CODB à un âge de CAP de 30 jours sans ozonation, le pourcentage d'abattement est possiblement surévalué par rapport à une condition où le pilote aurait été à l'équilibre. En effet, les deux points de mesures que constituent ces deux moyennes (75% et 61%) sont réalisées suite à la période la plus chaude de l'été et seulement quelques semaines après l'arrêt de l'ozonation en continu. Il est possible qu'un surplus de biomasse ait été

développé, permettant un abattement supérieur à ce qui aurait été obtenu sans l'événement de température plus élevé et sans l'ozonation.

5.11 Sommaire de la qualité de l'eau traitée

L'objectif du projet concernant la qualité de l'eau traitée est d'étudier la performance de traitement en mode biologique du bioréacteur membranaire contenant 10 g/L de CAP. Cette performance de traitement doit être comparée au traitement obtenue à l'effluent de la filtration biologique sur CAB de l'usine de Sainte-Rose. Elle est également comparée à un bioréacteur membranaire ne contenant pas de CAP. De plus, il est possible d'opérer ce procédé à différents âges de CAP ainsi qu'avec de l'inter-ozonation. Les deux derniers objectifs sont de comparer les performances pour des âges de CAP de 30 jours (CUR = 16,2 mg/L), 60 jours (CUR = 8,1 mg/L) et plus de 200 jours (CUR < 2,4 mg/L) ainsi que d'étudier l'impact de l'inter-ozonation. Les différentes conclusions concernant ces objectifs d'études sont présentées dans cette section.

- Le BRM avec ou sans CAP est une barrière efficace à la turbidité. De plus, dans un BRM-HCCAP, une perte d'intégrité peut être rapidement détectée en raison du passage du CAP. La pertinence d'effectuer des tests d'intégrité journaliers basés sur la pression ne semble donc pas justifiée a priori.
- Le bioréacteur avec du CAP âgé de 30 ou de 60 jours permet la réduction complète de l'azote ammoniacal. Toutefois, à un âge de CAP de plus de 200 jours à une température modérée (7 ^{o}C à 15 ^{o}C), la nitrification ne fonctionne plus. Il est suggéré que cet impact délétère soit causé par la présence de trop forte concentration d'aluminium dans le réacteur.
- Le bioréacteur à haute concentration de CAP ne permet pas la nitrification en température froide à un âge de CAP de 60 jours. Par contre, il semble permettre la nitrification à température plus froide que ne le permet le filtre biologique à CAG de l'usine.
- La présence du CAP biologique âgé de 30 jours ou de 60 jours apporte un gain important quant à la qualité de l'eau par rapport à l'absence de CAP.

- Il y a peu de distinction entre un CAP âgé de 30 jours ou de 60 jours, quoique cette conclusion puisse être le résultat d'une variation des caractéristiques de l'eau alimentant le bioréacteur durant ces deux portions de l'étude.
- Globalement, la performance du bioréacteur membranaire avec CAP d'un âge de 30 ou de 60 jours est équivalente à la performance obtenue à la sortie du filtre biologique de l'usine de Sainte-Rose, sauf pour les THM. Le CAP de 200 jours sans ajout ni purge obtient toutefois une moins bonne performance de traitement que ne le permet l'usine. Il semble donc être justifié d'opter pour l'utilisation d'un CAP à âge contrôlé.
- Le BRM-HCCAP à un âge de 30 ou 60 jours permet une réduction des THM-UFC de 5% à 10%. La présence du CAP permet de compenser pour l'effet négatif du BRM sans CAP, qui entraîne une hausse des THM-UFC d'environ 29%. L'effet net de l'ajout de CAP serait donc d'environ 34% - 39%. Il est possible que l'utilisation d'une membrane avec un seuil de coupure plus faible permette d'améliorer l'abattement des précurseurs de THM.
- L'inter-ozonation permet une grande réduction des sous-produits de désinfection du chlore. Cette réduction est beaucoup plus importante que ne le sont celles de l'usine, du BRM et du BRM-HCCAP.
- Une hausse de la dose d'ozone ne semble pas nuire à la nitrification mais semble réduire légèrement l'abattement global de COD dans le procédé, possiblement en raison de la réduction des caractéristiques d'adsorption du COD suite à l'ozonation.
- Lorsqu'il y a inter-ozonation, la réduction du CODB par rapport à l'affluent est plus élevée, mais les BRM avec et sans CAP et le filtre CAB ne compensent pas suffisamment pour l'ensemble du CODB qui a été créé par l'ozonation et ce, quelle que soit l'âge du CAP. L'inter-ozonation entraîne donc une concentration plus élevé de CODB à l'effluent. Le filtre biologique à l'étude, étant également alimenté par de l'eau ozonée, présentait une concentration en CODB semblable à celle du BRM-HCCAP.

CHAPITRE 6 SYNTHÈSE DES RÉSULTATS

Cette étude avait pour objectifs de déterminer si la filtration membranaire immergée dans un bassin de CAP biologique est une alternative efficace pour le traitement de l'eau potable. Les performances du réacteur à CAP biologique ont été comparées aux performances d'un filtre biologique à charbon actif en grain ainsi qu'à un second réacteur biologique ne contenant pas de CAP. Les conclusions suivantes ont été retenues:

6.1 Synthèse des résultats concernant la qualité de l'eau

- Le BRM avec ou sans CAP est une barrière efficace à la turbidité. De plus, dans un BRM-HCCAP, une perte d'intégrité peut être rapidement détectée en raison du passage du CAP. La pertinence d'effectuer des tests d'intégrité journaliers basés sur la pression ne semble donc pas justifiée a priori.
- Le bioréacteur avec du CAP âgé de 30 ou de 60 jours permet la réduction complète de l'azote ammoniacal. Toutefois, à un âge de CAP de plus de 200 jours à une température modérée (7 ^{o}C à 15 ^{o}C), la nitrification ne fonctionne plus. Il est suggéré que cet impact délétère soit causé par la présence de trop forte concentration d'aluminium dans le réacteur.
- Le bioréacteur à haute concentration de CAP ne permet pas la nitrification en température froide à un âge de CAP de 60 jours. Par contre, il semble permettre la nitrification à température plus froide que ne le permet le filtre biologique à CAG de l'usine.
- La présence du CAP biologique âgé de 30 jours ou de 60 jours apporte un gain important quant à la qualité de l'eau par rapport à l'absence de CAP.
- Il y a peu de distinction entre un CAP âgé de 30 jours ou de 60 jours, quoique cette conclusion puisse être le résultat d'une variation des caractéristiques de l'eau alimentant le bioréacteur durant ces deux portions de l'étude.
- Globalement, la performance du bioréacteur membranaire avec CAP d'un âge de 30 ou de 60 jours est équivalente à la performance obtenue à la sortie du filtre biologique de l'usine de Sainte-Rose, sauf pour les THM. Le CAP de 200 jours sans ajout ni purge obtient

toutefois une moins bonne performance de traitement que ne le permet l'usine. Il semble donc être justifié d'opter pour l'utilisation d'un CAP à âge contrôlé.

- Le BRM-HCCAP à un âge de 30 ou 60 jours permet une réduction des THM-UFC de 5% à 10%. La présence du CAP permet de compenser pour l'effet négatif du BRM sans CAP, qui entraîne une hausse des THM-UFC d'environ 29%. L'effet net de l'ajout de CAP serait donc d'environ 34% - 39%. Il est possible que l'utilisation d'une membrane avec un seuil de coupure plus faible permette d'améliorer l'abattement des précurseurs de THM.
- L'inter-ozonation permet une grande réduction des sous-produits de désinfection du chlore. Cette réduction est beaucoup plus importante que ne le sont celles de l'usine, du BRM et du BRM-HCCAP.
- Une hausse de la dose d'ozone ne semble pas nuire à la nitrification mais semble réduire légèrement l'abattement global de COD dans le procédé, possiblement en raison de la réduction des caractéristiques d'adsorption du COD suite à l'ozonation.
- Lorsqu'il y a inter-ozonation, la réduction du CODB par rapport à l'affluent est plus élevée, mais les BRM avec et sans CAP et le filtre CAB ne compensent pas suffisamment pour l'ensemble du CODB qui a été créé par l'ozonation et ce, quelle que soit l'âge du CAP. L'inter-ozonation entraîne donc une concentration plus élevé de CODB à l'effluent. Le filtre biologique à l'étude, étant également alimenté par de l'eau ozonée, présentait une concentration en CODB semblable à celle du BRM-HCCAP.

6.2 Synthèse des résultats concernant l'opération

- Le CAP biologique à haute concentration dans le bioréacteur entraîne une résistance à la filtration proportionnelle au flux qui augmente avec l'âge du CAP. Pour un flux de 25 LMH, cette augmentation a été évaluée à -0,07 psi, +0,11 psi, +0,38 psi et +0,40 psi pour des âges respectifs de CAP de 0 jours, 30 jours, 60 jours et 200 jours.
- La présence du CAP biologique à 10 g/L dans un bioréacteur entraîne un colmatage beaucoup plus rapide des membranes par rapport à un bioréacteur sans CAP.

- La présence de CAP frais dans le bioréacteur à CAP biologique permet de diminuer le taux de colmatage. Il serait donc avantageux de doser sur une base régulière le CAP frais plutôt que d'attendre plusieurs jours entre chaque ajouts/purges.
- Le flux optimal d'opération est inférieur à 25 LMH. Un flux de 15 ou de 22 LMH semble être très avantageux par rapport à un flux de 25 LMH pour ralentir la progression du colmatage.
- L'inter-ozonation permet de diminuer le taux de colmatage des membranes dans un BRM-HCCAP. Cette diminution a été évaluée à un facteur de 2,4 lors d'une des périodes de l'étude.
- La procédure de lavage chimique utilisée (lavage physique – NaOCl 1 h - acide citrique 1 h) n'est pas assez efficace pour recouvrer la perméabilité des membranes. Un lavage chimique de plus longue durée ou une procédure de lavage différente est nécessaire.
- Le CAP s'agglomère et forme des flocs qui tendent à décanter dans le bioréacteur. Ce phénomène n'entraîne pas de problématiques spécifiques, outre la considération au niveau opérationnel de bien calibrer la masse de CAP purgée.
- La formation du gâteau de CAP peut être limitée grâce à une aération et une injection d'eau adéquate, au maintien d'une quantité de CAP frais dans le bioréacteur et à la diminution de la concentration totale de CAP.

CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS

La performance de traitement ainsi que les implications au niveau opérationnel d'un bioréacteur membranaire à haute concentration de CAP biologique ont été étudiées à l'échelle pilote sur une période de 300 jours. Ce dernier a été comparé au traitement d'un filtre biologique sur charbon actif en grain ainsi qu'à un bioréacteur membranaire ne contenant pas de CAP.

La comparaison du procédé au filtre biologique de l'usine de filtration de Sainte-Rose a démontré que le BRM-HCCAP à un âge de CAP de 30 ou de 60 jours obtient une qualité d'eau généralement équivalente à l'usine. Un âge de CAP trop élevé, de plus de 200 jours, sans ajout ni purge, a toutefois entraîné une qualité d'eau insuffisante. De plus, la comparaison au bioréacteur membranaire sans CAP a démontré hors de tout doute l'avantage qu'apporte le CAP biologique en termes de qualité d'eau traitée. À cet égard, on note un abattement bien plus grand du COD, du CODB, des précurseurs de THM et de AHA ainsi qu'une réduction du NH_4^+ à une température plus froide.

Par contre, le CAP biologique entraîne une progression du colmatage accélérée. Malgré les stratégies utilisées pour limiter ce colmatage, incluant un maintient du flux d'opération à seulement 25 LMH, sous les conditions de l'étude, la progression du colmatage semble être trop rapide pour que le procédé soit viable au niveau opérationnel. De plus, le procédé présente deux difficultés concernant les lavages chimiques, soit la nécessité des lavages physiques et le colmatage irréversible. D'un point de vu opérationnel, rappelons que les lavages physiques ne semblent pas être une bonne stratégie d'opération compte tenu des complications qu'ils entraînent. En limitant davantage la formation du gâteau de CAP, les lavages physiques précédant les lavages chimiques ne seraient plus requis, mais cette possibilité reste à être démontrée.

Afin d'assurer l'avenir du procédé, il est essentiel de développer et démontrer des stratégies qui permettent de réduire la progression du colmatage. L'optimisation des cycles de filtration, l'essai de différents matériaux membranaires combinés avec des types de CAP différents et l'utilisation de différents prétraitements de l'eau sont toutes des pistes prometteuses pour surmonter les difficultés opérationnelles. Sans le développement de ces stratégies pour mitiger davantage le colmatage des membranes, il apparait être essentiel de séparer le CAP biologique des membranes à fibres creuses. Une telle configuration profiterait de la qualité de l'eau obtenue grâce au CAP tout en évitant le colmatage et la formation du gâteau qu'entraîne ce dernier.

Le développement de la technologie du BRM-HCCAP a avantage à être poursuivi, car, à moyen terme, les limitations que le procédé semblent pouvoir être surmontées. Ce procédé permet un traitement efficace de la pollution particulaire et microbiologique tout en éliminant une fraction importante de la pollution dissoute (COD, CODB, NH_4^+). De plus, la flexibilité du traitement à opérer en mode dominant d'adsorption ou en mode dominant biologique est un avantage additionnel du BRM-HCCAP. Les avantages que le BRM-HCCAP présente sont donc importants et permet d'entrevoir un avenir prometteur pour le procédé.

RÉFÉRENCES

American Public Health Association (APHA), & American Water Works Association (AWWA). (2005). *Standard methods for the examination of water and wastewater (21th Edition)*. Washington, DC, USA.

Andersson, A., Laurent, P., Kihn, A., Prévost, M., & Servais, P. (2001). Impact of temperature on nitrification in biological activated carbon (BAC) filters used for drinking water treatment. *Water Research, 35*(12), 2923-2934.

Association Française de Normalisation (AFNOR). (1990). *Ammonia dosage by indophenol colorimetric method (Method #T90-015). Recueil des normes françaises: eaux méthodes d'essais (Fourth Edition)*.

Bacchin, P., Aimar, P., & Field, R. W. (2006). Critical and sustainable fluxes: theory, experiments and applications. *Journal of Membrane Science, 281*(1-2), 42-69.

Banu, J. R., Do, K.-U., Kaliappan, S., & Yeom, I.-T. (2009). Effect of alum on nitrification during simultaneous phosphorous removal in anoxic/oxic reactor. *Biotechnology and Bioprocess Engineering, 14*(4), 543-548.

Barbeau, B., Thibault, D., & Brisebois, P. (1999). Validation des performances du traitement biologique à l'usine de filtration de Terrebonne. *Vecteur Environnement, 32*(5), 40-46.

Camel, V., & Bermond, A. (1998). The use of ozone and associated oxidation processes in drinking water treatment. *Water Research, 32*(11), 3208-3222.

Campos, C., Marinas, B. J., Snoeyink, V. L., Baudin, I., & Laîné, J.-M. (1998). Adsorption of trace organic compounds in CRISTAL® processes. *Desalination, 117*(1-3), 265-271.

Charest, S. (2009). *Étude d'un procédé hybride charbon actif en poudre/ultrafiltration pour le traitement de l'eau potable (Maîtrise)* (Génies Civil, Géologique et des Mines, École Polytechnique de Montréal, Québec, Canada).

Clifford, D. A. (1999). Ion exchange and inorgamic adsorption (Chapter 9). In *Water quality and treatment: a handbook of community water supplies*. New York, NY, USA: McGraw-Hill, Inc.

Desjardins, R. (1997). *Le traitement des eaux, 2e édition revue et améliorée*. Montréal, Québec, Canada: Édition de l'École Polytechnique de Montréal.

Gai, X.-J., & Kim, H.-S. (2008). The role of powdered activated carbon in enhancing the performance of membrane systems for water treatment. *Desalination, 225*(1-3), 288-300.

Gao, W., Liang, H., Ma, J., Han, M., Chen, Z.-L., Han, Z.-S., et al. (2011). Membrane fouling control in ultrafiltration technology for drinking water production: A review. *Desalination, 272*(1-3), 1-8.

Gouvernement du Québec. (2010). Règlement sur la qualité de l'eau potable. Loi sur la qualité de l'environnement (pp. 27).

Howe, K. J., & Clark, M. M. (2006). Effect of coagulation pretreatment on membrane filtration performance. *Journal of the American Water Works Association, 98*(4), 133-146.

Khan, M. M. T., Kim, H.-S., Katayama, H., Takizawa, S., & Ohgaki, S. (2002). The effect of particulate material and the loading of bacteria on a high dose PAC-MF system. *Water Science and Technology: Water Supply, 2*(5-6), 359-365.

Kim, H.-S., Takizawa, S., & Ohgaki, S. (2007). Application of microfiltration systems coupled with powdered activated carbon to river water treatment. *Desalination, 202*(1-3), 271-277.

Kim, H.-S., Katayama, H., Takizawa, S., & Ohgaki, S. (2005). Development of a microfilter separation system coupled with a high dose of powdered activated carbon for advanced water treatment. *Desalination, 186*(1-3), 215-226.

Koch Membrane Systems Inc. (2010a). *Puron® chemical cleaning description*. Wilmington, Massachusetts, USA.

Koch Membrane Systems Inc. (2010b). *Puron® hollow fiber modules, hollow fiber submerged membrane modules for MBR application*. Wilmington, Massachusetts, USA.

Koudjonou, B., Prévost, M., & Merlet, N. (2005). Characterization of organic matter in water resources and supplies (Chapter 1) 1-36. Denver, Colorado, USA: Prévost, M., Laurent, P., Servais, P. and Joret, J.C.

Lebeau, T., Lelièvre, C., Buisson, H., Cléret, D., Van de Venter, L. W., & Côté, P. (1998). Immersed membrane filtration for the production of drinking water: combination with PAC for NOM and SOCs removal. *Desalination, 117*(1), 219-231.

Lebeau, T., Lelièvre, C., Wolbert, D., Laplanche, A., Prados, M., & Côté, P. (1999). Effect of natural organic matter loading on the atrazine adsorption capacity of an aging powdered activated carbon slurry. *Water Research, 33*(7), 1695-1705.

Lee, J. C., Kim, J. S., Kang, I. J., Cho, M. H., Park, P. K., & Lee, C. H. (2001). Potential and limitations of alum or zeolite addition to improve the performance of a submerged membrane bioreactor. *Water Science and Technology, 43*(11), 59-66.

Lee, S.-J., Choo, K.-H., & Lee, C.-H. (2000). Conjunctive use of ultrafiltration with powdered activated carbon adsorption for removal of synthetic and natural organic matter. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry, 6*(6), 357-364.

Lees, E. J., Noble, B., Hewitt, R., & Parsons, S. A. (2001). The impact of residual coagulant on the respiration rate and sludge characteristics of an activated microbial biomass. *Process Safety and Environmental Protection: Transactions of the Institution of Chemical Engineers, Part B, 79*(5), 283-290.

Ma, C., Yu, S., & Zhang, L. (2010). Ammonia oxidation in integrated powdered activated carbon and microfiltration process. *2nd Conference on Environmental Science and Information Application Technology (ESIAT)*, *Wuhan, China* (Vol. 1, pp. 724-727).

Markarian, A. (2009). *Couplage d'un procédé biologique sur charbon actif en poudre à un procédé membranaire pour le traitement des eaux potables* (Génies Civil, Géologique et des Mines, École Polytechnique de Montréal, Québec, Canada).

Markarian, A., Carrière, A., Dallaire, P.-O., Servais, P., & Barbeau, B. (2010). Hybrid membrane process: performance evaluation of biological PAC. *Water Supply Research and Technology-Aqua, 59*(4), 209-220.

Martin, T.D., Brockhoff, C.A.,Creed J.T. (2005). *Method 200.7 -Determination of metals and trace elements in water and wastes by inductively coupled plasma-atomic emission spectrometry*. Cincinnati, Ohio, USA

Miltner, R. J., Shukairy, H. M., & Summers, R. S. (1992). Disinfection by-product formation and control by ozonation and biotreatment. *Journal of the American Water Works Association, 84*(11), 53-62.

Ministère du Développement Durable de l'Environnement et des Parcs (MDDEP). (2006). *Guide de conception des installations de protection d'eau potable (Volume 1)*. Canada: Gouvernement du Québec.

Ministère du Développement Durable de l'Environnement et des Parcs (MDDEP). (2010). Projet de règlement, Loi sur la qualité de l'environnement, Qualité de l'eau potable (pp. 4645-4662): Gouvernement du Québec.

Ministère du Développement Durable de l'Environnement et des Parcs du Québec (MDDEP). (2009). *Norit Xiga S-225 et SXL-225 - Crédits d'enlèvement et suivi d'intégrité*: Gouvernement du Québec.

Mozia, S., & Tomaszewska, M. (2004). Treatment of surface water using hybrid processes - adsorption on PAC and ultrafiltration. *Desalination, 162*, 23-31.

Nishijima, W., & Speitel Jr. G. E. (2004). Fate of biodegradable dissolved organic carbon produced by ozonation on biological activated carbon. *Chemosphere, 56*(2), 113-119.

Oh, H. K., Takizawa, S., Ohgaki, S., Katayama, H., Oguma, K., & Yu, M. J. (2007). Removal of organics and viruses using hybrid ceramic MF system without draining PAC. *Desalination, 202*(1-3), 191-198.

Prévost, M., Gauthier, C., Hureïki, L., Desjardins, R., & Servais, P. (1998). Removal of amino acids, biodegradable organic carbon and chlorine demand by biological filtration in cold water. *Environmental Technology, 19*(9), 903-911.

Sagbo, O., Sun, Y., Hao, A., & Gu, P. (2008). Effect of PAC addition on MBR process for drinking water treatment. *Separation and Purification Technology, 58*(3), 320-327.

Santé Canada. (2010). *Recommandations pour la qualité de l'eau potable au Canada (Tableau sommaire)*. Ottawa, Ontario, Canada: Comité fédéral-provincial-territorial sur l'eau potable du Comité fédéral-provincial-territorial sur la santé et l'environnement.

Saravia, F., Naab, P., & Frimmel, F.H. (2006). Influence of particle size and particle size distribution on membrane-adsorption hybrid systems. *Desalination, 200*(1-3), 446-448.

Saravia, F., & Frimmel, F. H. (2008). Role of NOM in the performance of adsorption-membrane hybrid systems applied for the removal of pharmaceuticals. *Desalination, 224*(1-3), 168-171.

Seo, G. T., Jang, S. W., Lee, S. H., & Yoon, C. H. (2005). The fouling characterization and control in the high concentration PAC membrane bioreactor HCPAC-MBR. *Water Science and Technology, 51*(6-7), 77-84.

Seo, G. T., Moon, C. D., Chang, S. W., & Lee, S. H. (2004). Long term operation of high concentration powdered activated carbon membrane bio-reactor for advanced water treatment. *Water Science and Technology, 50*(8), 81-87.

Servais, P., Barillier, A., & Garnier, J. (1995). Determination of the biodegradable fraction of dissolved and particulate organic carbon. *International Journal of Limnology, 31*(1), 78-80.

Servais, P., Billen, G., & Hascoet, M. C. (1987). Determination of the biodegradable fraction of dissolved organic matter in water. *Water Research, 21*(4), 445-500.

Servais, P., Prévost, M., Laurent, P., Joret, J.-C., Summers, S., Hamsch, B., et al. (2005). Biodegradable organic matter in drinking water treatment (Chapter 3). In (First Edition éd., pp. 61-145). Denver, Colorado, USA: Prévost, M., Laurent, P., Servais, P. and Joret, J.C.

Song, K.-Y., Park, P.-K., Kim, J.-H., Lee, C.-H., & Lee, S. (2009). Coupling effect of 17[beta]-estradiol and natural organic matter on the performance of a PAC adsorption/membrane filtration hybrid system. *Desalination, 237*(1-3), 392-399.

Suzuki, H., Seto, K., Mori, M., Suzuki, M., Miura, S., & Ishii, H. (1998). Monochloramine induced DNA fragmentation in gastric cell line MKN45. *American Journal of Physiology, 275*(4), G712-G716.

Suzuki, T., Watanabe, Y., Ozawa, G., & Ikeda, S. (1998). Removal of soluble organics and manganese by a hybrid MF hollow fiber membrane system. *Desalination, 117*(1-3), 119-129.

Takizawa, S., Zhao, P., Ohgaki, S., & Katayama, H. (2008). Kinetic analysis of PAC cake-layer formation in hybrid PAC-MF systems. *Water Science and Technology: Water Supply, 8*, 1-7.

Tian, J., Liang, H., Yang, Y., Tian, S., & Li, G. (2008). Membrane adsorption bioreactor (MABR) for treating slightly polluted surface water supplies: as compared to membrane bioreactor (MBR). *Journal of Membrane Science, 325*(1), 262-270.

Treguer, R., Newcombe, G., Alloway, C., Cigana, J., & Buisson, H. (November 16-20, 2008). Hybrid process combining PAC and microfiltration for taste and odor removal in drinking water resources. *American Water Works Association-Water Quality Technology Conference*, *Cincinnati, Ohio, USA* (pp. 14).

Treguer, R., Tatin, R., Couvert, A., Wolbert, D., & Tazi-Pain, A. (2010). Ozonation effect on natural organic matter adsorption and biodegradation - Application to a membrane bioreactor containing activated carbon for drinking water production. *Water Research, 44*(3), 781-788.

United States Environmental Protection Agency (USEPA). (2005). *Membrane filtration guidance manual*. Washington, DC, USA, Office of Water (4601).

Urbain, V., Benoit, R., & Manem, J. (1996). Membrane bioreactor: a new treatment tool. *Journal of the American Water Works Association, 88*(5), 75-86.

Villaverde, S., Garcia-Encina, P. A., & Fdz-Polanco, F. (1997). Influence of pH over nitrifying biofilm activity in submerged biofilters. *Water Research, 31*(5), 1180-1186.

Yan, X.-J., Yu, S. L., Yang, X., Shi, W., & An, Y.-T. (2010). Membrane fouling characteristics analysis of high concentration powdered activated carbon-microfiltration integrated system. *Journal Of Harbin Institute Of Technology, 17*(3), 345-350.

Zhang, Y., Tian, J., Nan, J., Gao, S., Liang, H., Wang, M., et al. (2011). Effect of PAC addition on immersed ultrafiltration for the treatment of algal-rich water. *Journal of Hazardous Materials, 186*, 1415-1424.

Zhao, P., Takizawa, S., Katayama, H., & Ohgaki, S. (2005). Factors causing PAC cake fouling in PAC-MF (powdered activated carbon-microfiltration) water treatment systems. *Water Science and Technology, 51*(6-7), 231-240.