

**Titre:** Récupération de la matière organique biodégradable présente dans l'effluent d'un MBBR à forte charge  
Title: l'effluent d'un MBBR à forte charge

**Auteur:** Catherine Brosseau  
Author:

**Date:** 2015

**Type:** Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

**Référence:** Brosseau, C. (2015). Récupération de la matière organique biodégradable présente dans l'effluent d'un MBBR à forte charge [Master's thesis, École Polytechnique de Montréal]. PolyPublie. <https://publications.polymtl.ca/1979/>  
Citation:

## Document en libre accès dans PolyPublie Open Access document in PolyPublie

**URL de PolyPublie:** <https://publications.polymtl.ca/1979/>  
PolyPublie URL:

**Directeurs de recherche:** Yves Comeau  
Advisors:

**Programme:** Génie civil  
Program:

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

RÉCUPÉRATION DE LA MATIÈRE ORGANIQUE BIODÉGRADABLE  
PRÉSENTE DANS L'EFFLUENT D'UN MBBR À FORTE CHARGE

CATHERINE BROSSEAU

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)  
DÉCEMBRE 2015

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé :

RÉCUPÉRATION DE LA MATIÈRE ORGANIQUE BIODÉGRADABLE  
PRÉSENTE DANS L'EFFLUENT D'UN MBBR À FORTE CHARGE

présenté par : BROSSEAU Catherine

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

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

M. BARBEAU Benoit, Ph. D., président

M. COMEAU Yves, Ph. D., membre et directeur de recherche

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

## DÉDICACE

*À Olivier*

## REMERCIEMENTS

Je tiens d'abord à remercier mon directeur de recherche, Yves Comeau, qui a cru en moi dès le début et m'a convaincu de me lancer dans une maîtrise en traitement des eaux usées, alors que je n'avais aucune connaissance sur le sujet! Je me considère très chanceuse d'avoir travaillé au sein de votre équipe de recherche et de vous avoir eu comme directeur de recherche. Merci pour les nombreuses opportunités que vous m'avez données et pour m'avoir transmis votre passion pour le traitement des eaux usées. Un énorme merci pour vos précieux conseils académiques et sur la vie en général.

Un grand merci à Marc-André Labelle pour son support et ses excellentes idées qui ont fait vivre le projet MBBR-E+. Merci pour m'avoir guidée dans ce projet.

Je remercie tous les étudiants impliqués au projet MBBR-E+, soient Bettina Emile, Benoit St-Onge, Maxime Lointier, Charles Élysée, Irenée Hounguevou, Hadi Abbasi et Oscar Sanchez. J'ai beaucoup apprécié travailler avec vous et vous avez tous contribué à la réussite du projet MBBR-E+.

Merci à Mélanie Bolduc pour m'avoir aidée à effectuer mon projet de manière sécuritaire et pour m'avoir enseigné de nombreuses méthodes d'analyse. Merci à Denis Bouchard pour l'aide en laboratoire, pour la fabrication de montage et pour les analyses avec le Lachat. Un grand merci à vous deux pour m'avoir rassurée à de nombreuses reprises et pour m'avoir permis de participer à l'enseignement des laboratoires.

Merci à Marie Ferland (une amie, une collègue, une professeure, ...*what's next ?*) pour avoir répondu à mes nombreuses questions méthodologiques, notamment le fameux calcul de dosage de coagulant (!), et pour ta grande aide en laboratoire. Nos discussions vont me manquer! À quand notre prochaine sortie d'ornithologie ?

Merci à Dominique Claveau-Mallet pour l'aide à la rédaction d'articles, tu m'as fait sauver beaucoup de temps en me montrant tes nombreuses astuces!

Merci à Mathieu Lapointe, j'ai beaucoup apprécié travailler avec toi et échanger avec un autre étudiant ayant un projet semblable au mien. Merci pour tes conseils!

Merci à tous les membres de l'équipe du CREDEAU que j'ai eu la chance de côtoyer pendant ces deux belles années, que ce soit au laboratoire, dans les cours, dans les réunions et/ou lors d'activités à l'extérieur de Polytechnique. Vous contribuez tous au dynamisme de cette belle équipe. Merci pour vos précieux conseils qui ont permis de faire avancer mon projet. Je vous souhaite bonne chance dans vos projets et vos travaux et j'espère que j'aurai la chance de vous côtoyer à nouveau sur le marché du travail.

Merci aux équipes de Veolia Water Technologies Canada Inc., de la ville de Repentigny et de la station de Mascouche/Terrebonne pour vos conseils, votre aide à l'échantillonnage et vos réponses à mes nombreuses questions.

Un grand merci aux entreprises et organismes de financement qui ont permis au projet MBBR-E+ d'exister : le Conseil de recherches en sciences naturelles et en génie du Canada (CRSNG), les Fonds de recherche du Québec - Nature & technologies (FRQNT), Veolia Water Technologies Canada Inc., la ville de Repentigny et EnviroSim Associates Ltd.

Merci à Kemira Water Solutions Inc. et à Veolia Water Technologies Canada Inc. pour m'avoir gracieusement fourni de nombreux coagulants et polymères.

Merci à Yves Fontaine, Étienne Bélanger et l'équipe de plomberie de Polytechnique pour le support technique.

Merci à Karim Meziani pour m'avoir initiée au merveilleux monde des tests de flocculation en bécher.

Merci à l'équipe du département d'assainissement de l'eau et d'environnement du cégep de Saint-Laurent pour le prêt d'un de leurs montages laboratoires de flottation.

Merci à Emir Tsabet pour m'avoir permis de réaliser de nombreux essais avec le Mastersizer 3000. Merci à Emir Tsabet et Bertrand Floure pour vos conseils pour opérer cet appareil.

Un énorme merci à ma famille, ma belle-famille et mes amis pour votre grande écoute et vos encouragements incessants et pour avoir réussi à me changer les idées durant des périodes particulièrement stressantes. Je termine en te remerciant mon amour, Olivier, pour avoir été présent à mes côtés depuis maintenant trois magnifiques années! Je suis très chanceuse de t'avoir dans ma vie et ne t'échangerais contre rien au monde ☺. Que ferais-je sans vous?

**Merci!**

## RÉSUMÉ

Les procédés de traitement des eaux usées à forte charge suscitent un grand intérêt puisqu'ils permettent d'améliorer le bilan énergétique des stations de récupération des ressources de l'eau (StaRRE) pour leur conception ou leur mise à niveau. Le processus de digestion anaérobie permet la valorisation énergétique de la matière organique des boues d'épuration et la production de boues stabilisées, nommées digestat ou biosolides, qui peuvent être réutilisées pour épandage en agriculture.

La chaîne de traitement secondaire proposée dans ce projet est composée d'un bioréacteur à lit mobile opéré sous forte charge (*high-rate moving bed biofilm reactor; HR-MBBR*) pour biotransformer la matière organique biodégradable colloïdale et soluble en matière particulaire suivi d'un procédé de séparation physico-chimique pour récupérer la matière particulaire et une partie de la matière colloïdale. Un procédé biologique opéré sous forte charge à un faible temps de rétention hydraulique s'occupe principalement des fractions colloïdale et soluble de la matière organique en laissant pratiquement inchangée la fraction particulaire, dont s'occupe le procédé de séparation en aval. Les boues biologiques d'un HR-MBBR sont reconnues comme ayant une faible décantabilité, rendant leur récupération ardue. Ainsi, le procédé de séparation en aval doit être suffisamment efficace afin d'atteindre les critères de rejet d'un traitement secondaire.

L'objectif global de ce projet était de maximiser la récupération de la matière organique biodégradable pour valorisation en biogaz par digestion anaérobie par l'entremise d'une chaîne de traitement novatrice composée d'un HR-MBBR et d'un procédé de séparation. Les objectifs spécifiques de ce travail consistaient 1) en caractériser les boues biologiques à l'effluent d'un HR-MBBR et 2) en déterminer l'efficacité de divers procédés de séparation physico-chimique combinés à des coagulants et polymères non biodégradables ou à base de produits végétaux (biosourcés) potentiellement biométhanisables.

Pour ce faire, les effluents de HR-MBBR à échelle laboratoire avec affluent synthétique soluble ou avec affluent réel et à échelle réelle ont été utilisés pour alimenter les procédés de séparation adaptés à l'échelle laboratoire par l'entreprise de tests de flocculation en bécher. Les procédés étudiés étaient la décantation classique, la décantation lestée, la flottation à air dissous et le procédé novateur de flottation améliorée. Contrairement à la décantation classique et la

flottation à air dissous, la décantation lestée et la flottation améliorée utilisent un agent lestant ou de flottation pour accélérer la chute ou l'ascension des boues.

L'hypothèse scientifique originale est que la combinaison de la flottation améliorée à des réactifs biosourcés permet d'atteindre une concentration résiduelle inférieure ou égale à 10 mg de matières en suspension (MES)/L à la sortie d'un HR-MBBR. L'efficacité des procédés de séparation a été évaluée en terme de récupération des MES, mais un suivi du fractionnement de la demande chimique en oxygène (DCO) a permis de comprendre les mécanismes sous-jacents à la biotransformation et la capture de la matière organique dans cette chaîne de traitement.

La quantité de boues biologiques en termes de concentration de MES à l'effluent du MBBR à affluent synthétique soluble était très faible, de 27 à 61 mg MES/L, soit de 2 à 9 fois inférieure à celle typique pour un MBBR alimenté par des eaux usées domestiques. Les matières particulières sortant du MBBR représentaient seulement la production de biomasse détachée des supports mobiles par les forces de cisaillement sans l'apport de l'affluent qui était entièrement soluble, ce qui a pu expliquer de telles faibles concentrations de MES. La concentration de MES et l'efficacité de la biotransformation de la matière colloïdale et soluble en matière particulaire ont augmenté avec le temps de rétention hydraulique du MBBR.

Les distributions volumiques de taille des boues biologiques à l'effluent des MBBR à échelle laboratoire étaient très évasées, soient de 5 à 1000 µm avec une plus grande proportion de larges particules de taille supérieure à 100 µm pour une alimentation synthétique soluble et une plus grande proportion de petites particules de 30 µm pour une alimentation réelle. Cette différence a été attribuée à la présence de nombreuses particules non décantables à l'affluent réel. Malgré la forte proportion de larges particules pour un MBBR avec un affluent synthétique soluble, la décantabilité des boues biologiques est restée très faible, soit des efficacités de 35 à 78% pour la décantation statique. Des coagulants et polymères ont été requis afin d'améliorer l'efficacité de récupération des boues biologiques.

Le procédé novateur de flottation améliorée combiné à des réactifs non biodégradables a permis d'atteindre des efficacités de récupération des MES allant jusqu'à 97%. L'efficacité de la flottation améliorée a été réduite lorsque des réactifs biosourcés étaient employés, plus spécifiquement le polymère d'amidon de pomme de terre s'est avéré non viable pour traiter des eaux usées chargées.

L'hypothèse d'un résiduel inférieur ou égal à 10 mg MES/L a été vérifiée pour la moitié des conditions d'opération du HR-MBBR et l'efficacité de récupération n'a pas semblé être affectée par le temps de rétention hydraulique, la charge organique et la température. Des essais supplémentaires sont requis pour vérifier l'effet de ces paramètres sur la récupération des MES.

Les réactifs biosourcés ont certes réduit l'efficacité de la coagulation et de la floculation mais également la production de boues, ce qui est une composante considérable des coûts. Ils ont également occasionné une hausse de 33 à 60% de la DCO totale à l'effluent des MBBR, contrairement à la contribution des réactifs non biodégradables estimée à 2%.

Dans l'optique de favoriser l'utilisation de réactifs à potentiel biométhanisable et de réduire la production de boues physico-chimiques, les réactifs biosourcés sont recommandés en remplacement de ceux non biodégradables. Par contre, due à l'augmentation de la DCO totale, il est suggéré d'opter pour un traitement subséquent pour atteindre les exigences de rejet.

L'efficacité de la flottation améliorée était similaire à celle de la décantation classique et lestée (88% de récupération des MES). Le procédé de flottation à air dissous a occasionné une baisse de 34% d'efficacité, soit une efficacité beaucoup plus faible que ce qui est attendu pour un tel procédé. Cette diminution a été attribuée aux montages de flottation non optimisés et adaptés pour traiter des eaux usées chargées.

Afin d'évaluer l'empreinte écologique et le potentiel de cette chaîne de traitement novatrice pour être appliquée à l'échelle réelle, des essais pilotes sont effectués présentement. De plus, une vérification de la biodégradabilité des réactifs et de leur potentiel de production de méthane est également effectuée.

Ce travail a permis de déterminer la faisabilité de récupérer les boues biologiques d'un HR-MBBR par un nouveau procédé de flottation améliorée et d'utiliser des réactifs biosourcés, actuellement peu employés en traitement des eaux usées pour la récupération des ressources de l'eau.

## ABSTRACT

High-rate processes are receiving great interest due to their potential to favor the energy balance of water resource recovery facilities (WRRFs) either for their design or retrofit. Anaerobic digestion is a process that allows the valorization of organic biodegradable matter contained in sludge into biogas. This process also produces a stabilized sludge named digestate or biosolids that can be reused for agriculture purposes.

This project proposed a secondary treatment train composed of a high-rate moving bed biofilm reactor (HR-MBBR) to biotransform colloidal and soluble biodegradable organics into particulate matter followed by an enhanced and compact physico-chemical separation process to recover mainly particulate organics and a part of the colloidal matter. A high-rate biological process operated at a low hydraulic retention time aimed at transforming colloidal and soluble fractions of organic matter into a particulate fraction for recovery by downstream separation process. The HR-MBBR effluent solids are known for their poor settleability, therefore requiring an efficient separation process downstream to ensure their recovery and to meet the effluent discharge regulations.

The global objective of this project was to maximize the recovery of organic biodegradable matter for valorization into biogas by anaerobic digestion with an innovative treatment train combining an HR-MBBR and a separation process. The specific objectives of this report were 1) to characterize the HR-MBBR effluent solids and 2) to determine the efficiency of several physico-chemical separation processes combined with unbiodegradable or natural based coagulants and polymers.

Effluents of lab-scale HR-MBBR fed with a synthetic soluble or domestic wastewater influent and the effluent of a full-scale HR-MBBR were used to evaluate the efficiency of separation processes adapted at bench-scale in jar-tests experiments. The processes studied were conventional settling, ballasted flocculation, dissolved air flotation and an innovative enhanced flotation process. Unlike conventional settling and dissolved air flotation, ballasted flocculation and enhanced flotation use a ballasted or flotation agent to accelerate the sludge settling or flotation rate.

The original scientific hypothesis of this project is that the combination of enhanced flotation and natural based chemicals can meet a target total suspended solids (TSS) concentration of less or equal to 10 mg TSS/L in the clarified effluent of an HR-MBBR. The separation processes efficiencies were evaluated based on their TSS recoveries. Monitoring the chemical oxygen demand (COD) fractions allowed to better understand the underlying mechanisms of organic matter biotransformation and capture throughout the proposed treatment train.

The concentration of solids expressed in TSS concentration in the MBBR effluent with a synthetic soluble influent was kept very low, from 27 to 61 mg TSS/L, which is about 2 to 9 times less than the expected concentration for an MBBR fed with domestic wastewater. Without the presence of particulate matter in the influent, the particulate matter in the MBBR effluent represented only the production of biomass detached by the shearing forces between the carriers. The TSS concentration and the efficiency of colloidal and soluble matter biotransformation into particulate matter increased with the MBBR hydraulic retention time.

Wide volumetric particle size distributions ranging from 5 to 1000  $\mu\text{m}$  in the lab-scale MBBR effluent were observed with a higher proportion of particles larger than 100  $\mu\text{m}$  for a synthetic feed, and a higher proportion of small size particles of 30  $\mu\text{m}$  for a domestic wastewater feed. The presence of lots of small size particles was attributed to un settleable solids in the influent unchanged in the reactor. Despite the high proportion of large size particles for the MBBR with a synthetic feed, poor settleability of effluent solids was observed as static settling could only achieve TSS recoveries between 35 to 78%. Hence, coagulating agents were necessary to enhance the solids recovery.

The combination of the innovative enhanced flotation process and unbiodegradable chemicals allowed to achieve TSS recovery efficiencies up to 97%. The enhanced flotation efficiency was reduced when using natural based chemicals, especially the natural based polymer which was not suited to treat waters with such high TSS concentrations.

The hypothesis of the residual TSS concentration of 10 mg TSS/L was verified for half of the HR-MBBR operating conditions and the recovery efficiency did not seem to be influenced by the reactor hydraulic retention time, organic loading rate and temperature. More experiments are needed to confirm the effect of these parameters on TSS recovery efficiency.

Although natural based chemicals reduced the coagulation and flocculation efficiency, they allowed a decrease in sludge production, which can represent a significant cost benefit. These chemicals resulted in an increase of 33 to 60% of the total COD of the MBBR effluent, compared to the unbiodegradable chemicals which only contributed about 2%.

Natural based chemicals are recommended over unbiodegradable ones to promote the use of high biodegradability potential chemicals and to reduce the production of chemical sludge. However, to offset the increase of total COD, it may be required to add a treatment downstream to meet target secondary treatment COD concentration.

Conventional settling and ballasted flocculation offered similar TSS recovery efficiencies to enhanced flotation (88% TSS recovery efficiency). The efficiency was reduced by 34% when using the dissolved air flotation process, much lower than the ones expected for such a separation process. The efficiency reduction was attributed to non-optimized and unadapted flotation lab-scale setups to treat medium strength wastewater.

A similar innovative treatment train is currently being tested at pilot-scale in order to evaluate its carbon footprint and its potential to be eventually transposed to full-scale. Furthermore, the biodegradability and the biochemical methane production of the natural based chemicals are being determined.

This project allowed to determine the potential of the innovative enhanced flotation process to recover the HR-MBBR solids when combined with natural based chemicals which are currently not often used in wastewater treatment for resource recovery.

## TABLE DES MATIÈRES

DÉDICACE.....	III
REMERCIEMENTS .....	IV
RÉSUMÉ.....	VI
ABSTRACT .....	IX
TABLE DES MATIÈRES .....	XII
LISTE DES TABLEAUX.....	XV
LISTE DES FIGURES.....	XVII
LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS .....	XXI
LISTE DES ANNEXES.....	XXIV
<b>CHAPITRE 1 INTRODUCTION ET OBJECTIFS.....</b>	<b>1</b>
1.1 Mise en contexte.....	1
1.2 Hypothèse scientifique et objectifs .....	2
1.2.1 Objectif général .....	2
1.2.2 Objectifs spécifiques .....	2
1.2.3 Hypothèse scientifique .....	3
1.2.4 Originalité et retombées du projet.....	4
1.3 Organisation du mémoire .....	5
<b>CHAPITRE 2 REVUE DE LITTÉRATURE.....</b>	<b>6</b>
2.1 Traitement des eaux usées.....	6
2.1.1 Traitement biologique .....	7
2.1.2 Traitement physico-chimique.....	10
2.2 MBBR .....	23
2.2.1 Principe de fonctionnement.....	23
2.2.2 Conditions d'opération.....	24
2.3 Caractéristiques de l'effluent des MBBR.....	26
2.3.1 Boues biologiques .....	26
2.3.2 Récupération des boues biologiques .....	28

2.4 Valorisation des ressources de l'eau .....	28
<b>CHAPITRE 3 MÉTHODOLOGIE .....</b>	<b>30</b>
3.1 MBBR à échelle réelle StaRRE Mascouche/Terrebonne.....	32
3.2 MBBR à échelle laboratoire .....	32
3.2.1 Affluent synthétique .....	33
3.2.2 Affluent réel .....	33
3.3 Eaux usées brutes StaRRE Repentigny .....	34
3.4 Caractérisation des échantillons .....	35
3.5 Conditions d'opération des TFB .....	38
3.5.1 Réactifs et dosages .....	39
3.5.2 Procédures des TFB .....	43
3.6 Validation des résultats .....	46
3.6.1 Stabilité des réacteurs MBBR .....	46
3.6.2 Validité des analyses .....	46
3.6.3 Validité des TFB .....	47
<b>CHAPITRE 4 ARTICLE 1 : COMPACT SECONDARY TREATMENT TRAIN COMBINING A MOVING BED BIOFILM REACTOR AND ENHANCED FLOTATION .....</b>	<b>49</b>
4.1 Introduction .....	53
4.2 Methods .....	55
4.2.1 Synthetic feed.....	55
4.2.2 Lab-scale MBBRs .....	56
4.2.3 Operating conditions .....	57
4.2.4 Jar-testing .....	58
4.2.5 Analytical methods.....	60
4.2.6 Statistical analysis .....	61
4.3 Results and discussion.....	62
4.3.1 MBBR results.....	62
4.3.2 Physico-chemical capture.....	73
4.4 Conclusions .....	79
<b>CHAPITRE 5 RÉSULTATS COMPLÉMENTAIRES.....</b>	<b>80</b>

5.1 Récupération des boues biologiques à l'effluent d'un MBBR.....	80
5.1.1 Effluent MBBR StaRRE Mascouche/Terrebonne.....	80
5.1.2 Effluent MBBR échelle laboratoire.....	83
5.2 Eaux usées brutes StaRRE Repentigny .....	95
5.2.1 Caractérisation.....	95
5.2.2 Étude comparative de divers procédés de séparation.....	97
5.3 Validation des résultats .....	110
5.3.1 Bilans de masse sur les MES.....	110
5.3.2 Contenu réel en métal des coagulants .....	111
CHAPITRE 6 DISCUSSION GÉNÉRALE.....	113
6.1 Objectifs spécifiques .....	113
6.1.1 Caractérisation des boues biologiques à l'effluent d'un HR-MBBR .....	113
6.1.2 Récupération des boues biologiques à l'effluent d'un HR-MBBR .....	115
6.1.3 Efficacité de réactifs biosourcés.....	116
6.1.4 Étude comparative de procédés de séparation.....	119
6.1.5 Effet des paramètres d'opération des procédés de séparation.....	124
6.2 Validité de l'hypothèse scientifique .....	125
6.3 Retombées et originalité des travaux.....	125
CHAPITRE 7 CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS.....	127
RÉFÉRENCES.....	133
ANNEXES .....	140

## LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2-1. Mécanismes de la coagulation et de la floculation .....	12
Tableau 2-2. Paramètres ayant une influence sur l'efficacité de la coagulation et de la flocculation .....	16
Tableau 2-3. Revue de la performance de procédés de séparation à l'effluent d'un MBBR .....	29
Tableau 3-1. Résumé des essais et des objectifs spécifiques correspondants .....	31
Tableau 3-2. Description des sept conditions d'opération (OC) des MBBR à échelle laboratoire avec une alimentation synthétique .....	33
Tableau 3-3. Liste des réactifs, des média des procédés de séparation et des plages de dosages utilisés pour les TFB .....	48
Table 4-1. Average characteristics of the lab-scale MBBR synthetic influent after dilution with tap water .....	56
Table 4-2. Expected and measured HRT, OLR, temperature and dissolved oxygen (DO) throughout the lab-scale MBBR seven operating conditions (OC).....	57
Table 4-3. Jar-test operating conditions: type and dosage of chemicals used to assess TSS recovery efficiency of conventional settling and enhanced flotation.....	60
Table 4-4. Summary of the lab-scale MBBR effluent average characteristics and performance for the seven operating conditions (OC) at 20°C and 50% v/v K5 carriers.....	66
Table 4-5. Effect of carriers clogging on the performance of the lab-scale MBBR at 20°C and 50% v/v K5 carriers using Student's t-test.....	70
Table 4-6. Effect of lab-scale MBBR temperature on their performance at 50% v/v K5 carriers using Student's t-test .....	72
Tableau 5-1. Caractéristiques de l'affluent et de l'effluent du MBBR de la StaRRE de Mascouche/Terrebonne .....	81
Tableau 5-2. Comparaison préliminaire de la performance de la flottation améliorée et de la décantation classique et statique .....	83

Tableau 5-3. Comparaison de l'efficacité et de la production de boues de l'alun et du coagulant biosourcé Hydrex 3818 .....	88
Tableau 5-4. Résumé des résultats de récupération des MES et d'enlèvement de la $X_{DCO}$ par la flottation améliorée selon la température, le degré et le type de garnissage dans les MBBR à échelle laboratoire .....	92
Tableau 5-5. Caractéristiques de l'effluent du MBBR à échelle laboratoire à affluent réel .....	94
Tableau 5-6. Caractéristiques des eaux usées brutes de la StaRRE de Repentigny .....	96
Tableau 5-7. Détermination du pH et de l'alcalinité des eaux usées brutes après ajout de sulfate ferrique selon le dosage actuel moyen de la StaRRE de Repentigny et le dosage optimal trouvé par le <i>streaming current value</i> .....	108
Tableau 5-8. Établissement de bilans de masse sur les MES de deux essais de TFB de décantation classique .....	111
Tableau 6-1. Résumé de l'efficacité de la récupération des boues biologiques de l'effluent des MBBR par la flottation améliorée avec des réactifs non biodégradables (NB) ou biosourcés (B).....	116
Tableau 6-2. Efficacité de la décantation lestée combinée à des réactifs non biodégradables ou biosourcés .....	117
Tableau 6-3. Efficacités typiques de procédés de séparation physico-chimique comparées avec celles de la présente étude .....	122
Tableau 6-4. Principaux avantages et désavantages des procédés de séparation étudiés.....	123

## LISTE DES FIGURES

Figure 2-1. Chaîne de traitement typique des eaux usées .....	6
Figure 2-2. Procédé biologique à culture libre par BA .....	8
Figure 2-3. Schéma de la double couche d'une particule colloïdale.....	13
Figure 2-4. Schéma du potentiel électrostatique selon la distance de la surface d'une particule colloïdale .....	13
Figure 2-5. Schéma du mécanisme de compression de la double couche montrant le potentiel électrostatique entre deux particules colloïdales selon la distance les séparant A) avant et B) après ajout d'un coagulant .....	14
Figure 2-6. Phénomènes de pontage et de restabilisation lors de l'ajout d'un polymère dans une suspension colloïdale.....	15
Figure 3-1. Chaîne de traitement de la StaRRE de Mascouche/Terrebonne.....	32
Figure 3-2. Chaîne de traitement de la StaRRE de Repentigny .....	34
Figure 3-3. Fractionnement simplifié de la DCO adopté pour ce projet.....	35
Figure 3-4. Photo du Mastersizer 3000 (Malvern Instruments Ltd., GBR) avec l'unité de dispersion liquide Hydro EV .....	37
Figure 3-5. Banc d'essai PB-900™ Programmable Jartester (Phipps & Bird, USA) utilisé pour les TFB.....	38
Figure 3-6. Montages de flottation à air dissous de type A) pressurisation directe (FFP) et B) pressurisation indirecte (RFP; réalisé par l'équipe du département d'assainissement de l'eau et d'environnement du cégep de Saint-Laurent) .....	39
Figure 3-7. Image prise avec le microscope Axioskop 40 (Carl Zeiss, DEU) du microsable de silice après conditionnement .....	42
Figure 3-8. Image prise avec le microscope Axioskop 40 (Carl Zeiss, DEU) des billes de flottation .....	43
Figure 3-9. Procédures des TFB pour A) la décantation classique, B) la décantation lestée, C) la flottation à air dissous et D) la flottation améliorée .....	45

Figure 4-1. Schematic of the experimental setup .....	55
Figure 4-2. Lab-scale MBBR $CS_{COD}$ removal efficiency (A, B) and specific removal rate (C, D) as a function of HRT (A, C) and OLR (B, D) at 20°C and 50% v/v K5 carriers. The errors bars indicate the standard deviation and are not shown if smaller than symbol size .....	63
Figure 4-3. Lab-scale MBBR observed yields expressed in TSS (A, B) and in $X_{COD}$ production (C, D) as a function of HRT (A, C) and OLR (B, D) at 20°C and 50% v/v K5 carriers. The errors bars indicate the standard deviation and are not shown if smaller than symbol size...	64
Figure 4-4. Lab-scale MBBR effluent A) v-PSD and B) median $Dv50$ at 20°C and 50% v/v K5 carriers. The errors bars in B) indicate the standard deviation and are not shown if smaller than symbol size .....	67
Figure 4-5. Lab-scale MBBR influent and effluent mean COD fractionation as a function of HRT at 20°C and 50% v/v K5 carriers.....	68
Figure 4-6. Effect of synthetic polymers ionic strength on TSS recovery efficiency and concentration after enhanced flotation. MBBR: 37 minute HRT, 20°C and 50% v/v K5 carriers. Mean TSS concentration in MBBR effluent: $64 \pm 10$ mg/L. The errors bars indicate the standard deviation.....	74
Figure 4-7. Effect of pH on <i>green</i> coagulant Hydrex 3818 performance regarding TSS recovery efficiency and concentration after enhanced flotation. MBBR: 13 minute HRT, 20°C and 50% v/v K5 carriers. Mean TSS concentration in MBBR effluent: $27 \pm 6$ mg/L.....	76
Figure 4-8. Effect of MBBR HRT on TSS concentration A) in MBBR effluent and B) in clarified effluent after enhanced flotation with <i>green</i> chemicals. Mean TSS concentrations in MBBR effluent on enhanced flotation experiment days (EF days) are shown in A). MBBR: 20°C and 50% v/v K5 carriers. The errors bars in A) indicate the standard deviation and are not shown if smaller than symbol size .....	77
Figure 4-9. Effect of enhanced flotation combined with <i>green</i> chemicals on A) MBBR effluent COD fractionation and B) v-PSD (HRT = 6 minutes). MBBR: 20°C and 50% v/v K5 carriers.....	78
Figure 5-1. A) DTP-v et B) DTP-n de l'affluent et de l'effluent du MBBR de la StaRRE de Mascouche/Terrebonne .....	82

Figure 5-2. Effet de la charge du polymère de PAM sur la concentration finale et la récupération des MES après flottation améliorée .....	82
Figure 5-3. Effet de la nature du coagulant à base métallique sur A) la concentration finale de MES, B) la récupération des MES, C) la concentration finale en alcalinité et D) la consommation d'alcalinité après flottation améliorée .....	85
Figure 5-4. Détermination de l'efficacité et de la production de boues durant la décantation classique A) selon la quantité de MES récupérées (essais #1, 2 & 4) et B) selon la quantité de MES produites lors de la phase de la flocculation (essais #3 & 5) .....	86
Figure 5-5. (A, B) DTP-v et (C, D) DTP-n de l'effluent du MBBR à échelle laboratoire à affluent réel. Les DTP à des conditions analogues de TRH (OC6; A, C) et de TCO (OC3_20°C; B, D) de l'effluent des MBBR à affluent synthétique sont présentées .....	95
Figure 5-6. A) DTP-v et B) DTP-n des eaux usées (EU) brutes de la StaRRE de Repentigny .....	97
Figure 5-7. Vérification de la granulométrie du microsable de silice. Les paramètres $D_{10}$ , $D_{60}$ et $C_U$ sont également présentés. Les barres d'erreur représentent les écarts-types et ne sont pas montrées si elles sont plus petites que la taille des symboles .....	99
Figure 5-8. Effet de la granulométrie du microsable et du gradient de vitesse sur la concentration et la récupération des MES après décantation lestée pour A) l'alun (0,3 mmol Al/L) et pour B) le Hydrex 3818 (33 mg tanin/L).....	100
Figure 5-9. Effet de fortes concentrations de microsable de silice sur l'efficacité de récupération des MES par décantation lestée.....	101
Figure 5-10. Effet de faibles concentrations de microsable de silice sur l'efficacité de récupération des MES par décantation lestée.....	102
Figure 5-11. Essais cinétiques de modification de la procédure de la décantation lestée .....	103
Figure 5-12. Effet A) de la pression à 15% de recirculation et B) du pourcentage de recirculation d'eau blanche à une pression de 70 psi sur la concentration finale et la récupération des MES après flottation à air dissous de type pressurisation indirecte .....	106
Figure 5-13. Détermination préliminaire du dosage optimal de sulfate ferrique pour les eaux usées brutes de la StaRRE de Repentigny selon le <i>streaming current value</i> (SCV) .....	108

Figure 5-14. Comparaison de l'efficacité de procédés de séparation selon A) la concentration et B) la récupération des MES après séparation.....	109
Figure 6-1. Effet du dosage des polymères sur l'efficacité de la décantation lestée.....	118
Figure 6-2. Concentration de fer total en aval des deux dégrilleurs de la StaRRE de Repentigny selon l'heure de prélèvement.....	121
Figure 6-3. Schéma du fractionnement de la matière organique dans la chaîne de traitement proposée. Une fraction particulaire hypothétique dans l'affluent est présentée .....	126

## LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

AA	Absorption atomique
AN	Anaérobie
AX	Anoxie
B	Biodégradable
BA	Boues activées
BMP	<i>Biochemical methane potential</i>
C	Eau clarifiée après procédé de séparation
C <sub>B</sub>	Fraction colloïdale biodégradable de la DCO
C <sub>DCO</sub>	Fraction colloïdale de la DCO
CS <sub>DCO</sub>	Fraction colloïdale et soluble de la DCO
C <sub>U</sub>	Coefficient d'uniformité
C <sub>U</sub>	Fraction colloïdale non biodégradable de la DCO
d	Diamètre
D	Dosage
DA	Digestion anaérobie
DAF	<i>Dissolved air flotation</i>
DBO	Demande biochimique en oxygène
DCO	Demande chimique en oxygène
DCO <sub>f</sub>	DCO filtrée
DCO <sub>ff</sub>	DCO floculée-filtrée
DTP	Distribution de taille des particules
DTP-n	DTP en nombre
DTP-v	DTP volumique
D <sub>10</sub>	Diamètre effectif
E	Eau avant procédé de séparation
EPS	<i>Extracellular polymeric substance</i>
FIA	<i>Flow injection analysis</i>
FFP	<i>Full flow pressurization DAF system</i>
G	Gradient de vitesse
HR	<i>High-rate</i>
HRAS	<i>High-rate activated sludge</i>

HR-MBBR	<i>High-rate MBBR</i>
K	Coefficient de production de boues
M	Masse molaire
MBBR	<i>Moving bed biofilm reactor</i>
MD	Matières dissoutes
MDT	Matières dissoutes totales
Me	Métal
ME	Masse équivalente
MES	Matières en suspension
MO	Microorganisme
MVES	Matières volatiles en suspension
MW	<i>Molecular weight</i>
NH <sub>3</sub>	Ammoniac
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	Ammonium
NO <sub>2</sub>	Nitrite (HNO <sub>2</sub> + NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> )
NO <sub>3</sub>	Nitrate (HNO <sub>3</sub> + NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> )
NTK	Azote total Kjeldahl
OC	<i>Operating condition</i>
OX	Aérobie
p	Pression absolue
P	Puissance
PAM	Polyacrylamide
PFP	<i>Partial flow pressurization DAF system</i>
PT	Phosphore total
P <sub>X</sub>	Production de boues
Q	Débit
RAS	<i>Return activated sludge</i>
RFP	<i>Recycle flow pressurization DAF system</i>
S <sub>Alk</sub>	Alcalinité
S <sub>B</sub>	Fraction soluble biodégradable de la DCO
SCV	<i>Streaming current value</i>
S <sub>DCO</sub>	Fraction soluble de la DCO
SM	<i>Standard Methods</i>

$S_{NH4}$	Ammoniaque total (ammoniac et ammonium)
$S_{NOx}$	Azote oxydé (nitrite et nitrate)
$S_{PO4}$	Orthophosphate
StaRRE	Station de récupération des ressources de l'eau
STEP	Station de traitement des eaux usées
$S_U$	Fraction soluble non biodégradable de la DCO
$t$	Temps
TCO	Taux de charge organique
TFB	Test de floculation en bécher
TRB	Temps de rétention des boues
TRH	Temps de rétention hydraulique
U	Non biodégradable
$v$	Vitesse
V	Volume
WAS	<i>Waste activated sludge</i>
$X_B$	Fraction particulaire biodégradable de la DCO
$X_{DCO}$	Fraction particulaire de la DCO
$X_{MES}$	Concentration de MES
$X_{MVES}$	Concentration de MVES
$X_{OHO}$	<i>Ordinary heterotrophic organisms</i>
$X_U$	Fraction particulaire non biodégradable de la DCO
$\mu$	Viscosité dynamique
$\gamma$	Densité relative
$\rho$	Densité
$\psi_0$	Potentiel de Nernst
$\psi_s$	Potentiel de Stern
$\zeta$	Potentiel zéta

## **LISTE DES ANNEXES**

ANNEXE 1. MÉTHODES D'ANALYSE.....	140
ANNEXE 2. PROTOCOLES.....	143
ANNEXE 3. ESSAIS MÉTHODOLOGIQUES .....	147
ANNEXE 4. RAPPORT DE CONCEPTION DU SPIDFLOW® .....	157

## CHAPITRE 1 INTRODUCTION ET OBJECTIFS

### 1.1 Mise en contexte

Les stations de traitement des eaux usées (STEP) sont dorénavant considérées comme des stations de récupération des ressources de l'eau (StaRRE). C'est-à-dire que les StaRRE cherchent à maximiser la récupération des composantes valorisables présentes dans l'eau, l'énergie, l'azote, le phosphore et les biosolides tout en optimisant leur bilan énergétique en utilisant des procédés à haute efficacité énergétique.

Le processus de digestion anaérobie (DA) permet de générer du biogaz (principalement du méthane et du dioxyde de carbone) à partir de la dégradation anaérobie de la matière organique présente dans les boues d'épuration. Le méthane produit peut ensuite être converti en énergie et en électricité pouvant servir à réchauffer les installations de la StaRRE et les édifices situés à proximité. Les boues stabilisées par DA se nomment digestat et peuvent servir d'engrais en agriculture (Heubeck et al., 2011; Metcalf et Eddy Inc., 2014). Afin de maximiser la production de biogaz, il importe d'avoir une chaîne de traitement permettant de récupérer suffisamment de matière organique pour être envoyée vers la DA.

Dans ce projet, une chaîne de traitement secondaire novatrice a été développée afin de récupérer le maximum de matière organique et est composée d'un bioréacteur à lit mobile (*moving bed biofilm reactor*; MBBR) à forte charge suivi d'un procédé de séparation physico-chimique à haute efficacité énergétique. Le MBBR est un procédé aérobie à biofilm de type culture fixée pouvant biotransformer la matière organique biodégradable soluble ( $S_B$ ) et colloïdale ( $C_B$ ) en matière particulaire ( $X_B$ ) par l'intermédiaire de microorganismes se développant sur des supports mobiles en suspension dans le réacteur. Un procédé de séparation est placé en aval du MBBR pour récupérer le  $X_B$  valorisable par DA, et pour clarifier l'effluent.

Les boues biologiques à la sortie d'un MBBR à forte charge sont reconnues comme ayant une faible décantabilité, rendant leur récupération ardue et nécessitant l'ajout de coagulant et de polymère (Ivanovic et Leiknes, 2012). De nombreuses études ont été effectuées sur la récupération des boues biologiques à la sortie d'un MBBR par différents procédés de séparation, telles que la décantation classique, la décantation lestée (Actiflo®), la flottation à air dissous (*dissolved air flotation*; DAF), etc., combinés ou non à des réactifs (coagulant et polymère)

(Ødegaard et al., 2010; Ivanovic et Leiknes, 2012). Or, très peu d'études portent sur l'utilisation de réactifs biosourcés, qui sont des réactifs à base de produits végétaux, combinés à un MBBR. De surcroît, ils ne sont pas répandus actuellement dans le traitement des eaux usées.

La flottation améliorée est un procédé à haute efficacité énergétique qui fonctionne de manière analogue à la DAF hormis qu'elle ne requiert pas d'injection d'air. Les média de flottation de ce procédé sont de petites billes de faible densité sur lesquelles vont s'accrocher les boues biologiques à récupérer. Ce type de flottation améliorée a déjà été mentionné à plusieurs reprises dans la littérature, mais son efficacité pour récupérer le  $X_B$  à l'effluent d'un MBBR à forte charge n'a toujours pas été étudiée (Stanley et Evans, 1977; Eades et Penno, 2005; Woodbridge, 2008; Jarvis et al., 2009; Jarvis et al., 2011).

## 1.2 Hypothèse scientifique et objectifs

### 1.2.1 Objectif général

L'objectif général de ce projet est de maximiser la récupération de la matière organique biodégradable afin de la valoriser par DA par l'entremise d'un MBBR à forte charge suivi d'un procédé de séparation à haute efficacité énergétique, la flottation améliorée. Les résultats issus de cette recherche permettront d'évaluer le potentiel de cette chaîne de traitement novatrice compacte et durable à échelle laboratoire dans l'optique d'être transposée éventuellement à l'échelle pilote puis réelle.

### 1.2.2 Objectifs spécifiques

Les objectifs spécifiques de ce projet concernent d'une part la caractérisation de l'effluent d'un MBBR à forte charge et d'autre part la récupération des boues biologiques par un procédé de séparation.

1. Caractériser les boues biologiques à l'effluent d'un MBBR afin d'évaluer leur décantabilité

2. Déterminer les conditions d'opération du MBBR permettant d'optimiser la récupération des boues biologiques
3. Évaluer le potentiel des réactifs biosourcés pour récupérer les boues biologiques d'un MBBR et comparer leur efficacité avec des réactifs non biodégradables tels que le sulfate d'aluminium et le sulfate ferrique
4. Évaluer le potentiel de la flottation améliorée pour récupérer les boues biologiques d'un MBBR et comparer son efficacité avec d'autres procédés de séparation novateurs et conventionnels
5. Déterminer les paramètres d'opération des divers procédés de séparation étudiés permettant d'optimiser la récupération des boues biologiques d'un MBBR

L'efficacité de la récupération des boues biologiques est évaluée en termes de récupération (ou d'enlèvement) des matières en suspension (MES) à l'effluent d'un MBBR à échelle laboratoire par l'entremise de tests de flocculation en bécher (TFB). Les procédés de séparation étudiés sont la décantation classique, la décantation lestée, la flottation à air dissous et la flottation améliorée. Afin d'étudier comment sont affectées les composantes particulaire, colloïdale et soluble de la matière organique par le procédé de séparation, le fractionnement de la DCO a été mesuré à l'effluent du MBBR avant et après traitement.

### **1.2.3 Hypothèse scientifique**

L'hypothèse scientifique originale de ce projet est : la combinaison de coagulant et de polymère biosourcés avec le procédé novateur de flottation améliorée permet d'assurer une concentration inférieure ou égale à 10 mg MES/L à la sortie d'un MBBR à forte charge.

Cette hypothèse est réfutable si la concentration souhaitée de 10 mg MES/L n'est pas atteinte de façon stable pour aucune combinaison de paramètres ayant un effet sur la performance de la flottation améliorée.

### 1.2.4 Originalité et retombées du projet

Ce projet se distingue par son utilisation de coagulant et de polymère biosourcés potentiellement biométhanisables, c'est-à-dire valorisables par digestion anaérobie et qui sont peu utilisés actuellement en traitement des eaux usées (Özacar et Şengil, 2003a; Beltrán-Heredia et al., 2010; Fatehah et al., 2013). Par ailleurs, des procédés de séparation similaires à la flottation améliorée sont peu répertoriés dans la littérature. Leur efficacité pour traiter des eaux usées faiblement concentrées en MES tel qu'à l'effluent d'un MBBR n'a toujours pas été déterminée.

L'efficacité d'une chaîne de traitement composée d'un MBBR opéré à forte charge suivie de la flottation améliorée couplée à des réactifs biosourcés pour récupérer la matière organique biodégradable valorisable par DA reste également à déterminer. Par leur compacité, les procédés présents dans cette chaîne sont facilement intégrables dans une StaRRE déjà existante dans le cadre d'une mise à niveau ou pour la conception d'une nouvelle station. Ils pourraient permettre d'améliorer le bilan énergétique des StaRRE, tout en diminuant les coûts de consommation en air et de disposition des boues d'épuration. Ce projet s'inscrit directement dans l'enjeu de favoriser une gestion durable de l'eau.

Les contraintes au déroulement de ce projet sont décrites ci-dessous et concernent 1) la disponibilité de l'effluent d'un MBBR, 2) la comparaison avec la littérature et 3) la validité des analyses concernant la concentration et la distribution de taille des particules (DTP).

**Disponibilité de l'effluent d'un MBBR :** Le MBBR à échelle laboratoire est opéré par une autre étudiante dans le cadre d'une maîtrise. Pour assurer l'avancement du projet, il importe de bien coordonner les essais et les prélèvements entre les personnes concernées. Afin d'obtenir des échantillons représentatifs de l'effluent d'un MBBR, il est nécessaire d'effectuer les prélèvements en période de stabilité et non en période d'acclimatation ou de colmatage. À défaut d'avoir des échantillons disponibles de l'effluent du MBBR à échelle laboratoire, certains essais ont été effectués en parallèle sur les eaux usées brutes de la StaRRE de Repentigny et sur l'effluent du MBBR à échelle réelle de la StaRRE de Mascouche/Terrebonne.

**Comparaison avec la littérature :** De nombreuses études discutent de la récupération des boues biologiques à l'effluent d'un MBBR mais aucune d'entre elles ne porte sur l'utilisation de réactifs biosourcés combinés avec un procédé de flottation améliorée (Ødegaard et al., 2000; Melin et al., 2002; Helness et al., 2005; Ødegaard et al., 2010; Ivanovic et Leiknes, 2012). Ainsi, il est

possible de comparer les résultats avec ceux recensés dans la littérature pour des réactifs et des procédés similaires, mais aucune comparaison directe n'est possible.

**Validité des analyses de particules :** Afin d'assurer la validité des mesures de MES, il importe d'avoir accumulé suffisamment de résidu sur le filtre pour que l'incertitude de la balance analytique utilisée soit négligeable par rapport à la masse accumulée (APHA et al., 2012). Dans certaines situations, plus particulièrement sur la partie clarifiée de l'effluent du MBBR à échelle laboratoire après récupération des boues biologiques, il est difficile d'obtenir une masse suffisante sur le filtre en filtrant la quantité d'échantillon disponible. Un problème analogue se produit lors des analyses de DTP. En effet, un degré d'obscuration trop faible peut nuire à la validité des mesures (Malvern Instruments Ltd., 2013). La validité des résultats dans ces situations a été basée sur la précision des réplicats d'analyse.

### 1.3 Organisation du mémoire

La mise en contexte, l'hypothèse scientifique et l'originalité du projet ont été abordées au Chapitre 1. Une revue de la littérature et des éléments théoriques reliés à la récupération des boues biologiques à la sortie d'un MBBR est présentée au Chapitre 2, suivie d'une description des conditions d'opération des MBBR et des TFB au Chapitre 3. Les résultats et la discussion de la biotransformation de la matière organique dans un MBBR à échelle laboratoire et de la séparation des boues biologiques par flottation améliorée sont présentés par article au Chapitre 4 suivis des essais complémentaires au Chapitre 5. Une synthèse de l'ensemble des résultats est présentée au Chapitre 6, suivies des principales conclusions et des recommandations pour la réalisation des essais futurs.

## CHAPITRE 2 REVUE DE LITTÉRATURE

Ce chapitre présente un aperçu du traitement biologique et physico-chimique des eaux usées, suivie d'une description du fonctionnement du MBBR et des procédés de séparation conventionnels et novateurs des boues biologiques. Les différents paramètres pouvant influencer la performance de ces procédés sont également détaillés. Ce chapitre est conclu par une brève discussion sur la valorisation énergétique des eaux usées.

### 2.1 Traitement des eaux usées

Le traitement des eaux usées est requis avant de les rejeter au cours d'eau récepteur afin de réduire la présence de polluants pouvant nuire aux écosystèmes et aux usages. L'intensité ou le niveau de traitement nécessaire dépend, entre autres, de la qualité des eaux à traiter, du milieu récepteur et des normes applicables et est typiquement subdivisé en traitement préliminaire, primaire, secondaire, tertiaire et avancé (Figure 2-1) (Grady et al., 2011; Comeau, 2013; Metcalf et Eddy Inc., 2014).

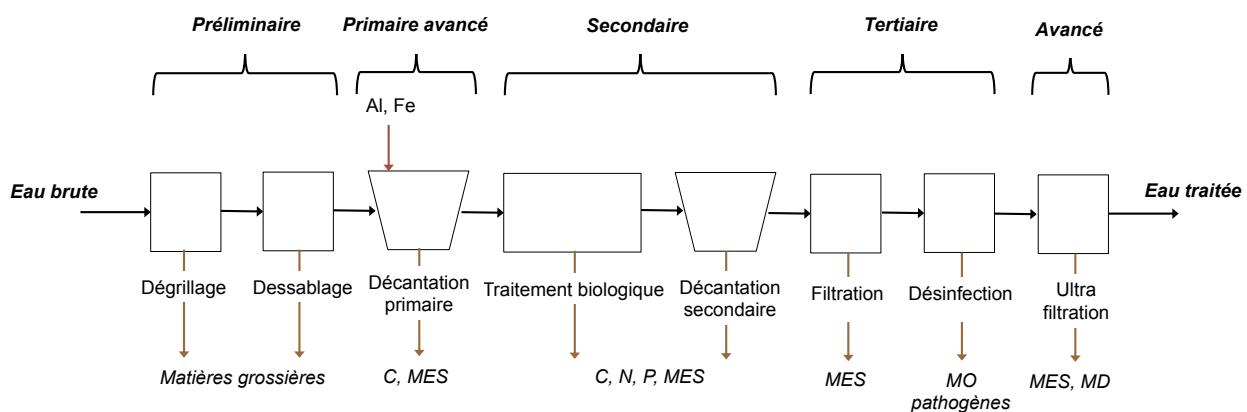


Figure 2-1. Chaîne de traitement typique des eaux usées.

Le traitement préliminaire inclut habituellement un dégrillage et un dessablage des eaux usées pour enlever les matières grossières décantables ou flottantes (morceaux de bois, sable, huiles, graisses, etc.). Le traitement primaire est généralement effectué par l'entremise d'un décanteur et permet d'enlever les matières décantables ayant traversé le traitement préliminaire. Des produits

chimiques, typiquement des coagulants trivalents à base métallique  $\text{Al}^{3+}$  et  $\text{Fe}^{3+}$ , peuvent être ajoutés pour améliorer le rendement de la décantation primaire et enlever le phosphore et une partie de la matière organique particulaire et colloïdale (Grady et al., 2011; Metcalf et Eddy Inc., 2014).

Le traitement secondaire typique inclut un procédé biologique suivi d'un décanteur et permet d'enlever la matière organique particulaire, colloïdale et soluble. Les niveaux de traitement subséquents, tertiaire et avancé, permettent de raffiner davantage le traitement en enlevant les nutriments (N et P), les matières dissoutes (MD) et les microorganismes (MO) pathogènes par désinfection. Les boues récupérées tout au long de la chaîne de traitement liquide sont envoyées vers la chaîne de traitement solide pour les stabiliser, les déshydrater et réduire leur volume avant leur valorisation ou disposition finale (Grady et al., 2011; Comeau, 2013; Metcalf et Eddy Inc., 2014).

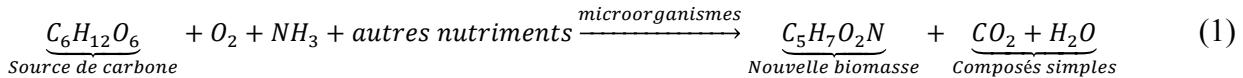
### **2.1.1 Traitement biologique**

Tel que présenté à la section précédente, le traitement biologique survient généralement au niveau de traitement secondaire et utilise les microorganismes déjà présents dans les eaux usées. Le traitement biologique permet entre autres de (Grady et al., 2011; Comeau, 2013; Metcalf et Eddy Inc., 2014) :

- biotransformer la matière biodégradable particulaire, colloïdale et soluble en composés simples ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{N}_2$  ou  $\text{HNO}_3$ , etc.) et en nouvelle biomasse,
- adsorber la matière particulaire et colloïdale non décantable et non biodégradable et
- convertir ou enlever les nutriments (N et P).

La réaction simplifiée de l'oxydation de la matière organique par les microorganismes hétérotrophes aérobies (*ordinary heterotrophic organisms*;  $X_{OHO}$ ) est présentée ci-dessous (Grady et al., 2011; Comeau, 2013; Metcalf et Eddy Inc., 2014).

Biotransformation de la matière organique par  $X_{OHO}$ :



Dans un réacteur biologique, les microorganismes peuvent croître directement dans les eaux usées (culture libre) ou sur des supports inertes (culture fixée). Ces deux configurations sont décrites dans les sections suivantes. Certains procédés de traitement utilisent une combinaison des deux types de cultures (Grady et al., 2011; Metcalf et Eddy Inc., 2014).

### Procédés à culture libre

Les microorganismes en culture libre sont maintenus en suspension par le biais d'un agitateur (conditions anoxie, AX ou anaérobiose, AN) ou d'une source d'aération qui fournit également l' $O_2$  essentiel au métabolisme bactérien (condition aérobiose, OX). Les procédés à culture libre les plus répandus sont les boues activées (BA), suivies des lagunes aérées et de la digestion aérobiose et anaérobiose. Afin de maintenir une biomasse active et diversifiée dans le réacteur de BA, une partie des boues accumulées dans le décanteur peut être renvoyée en tête (*return activated sludge*; RAS), le reste étant envoyé vers la chaîne de traitement solide (*waste activated sludge*; WAS). La fraction des boues purgées permet de réguler le temps de rétention des boues (TRB) (Figure 2-2) (Grady et al., 2011; Azizi et al., 2013; Comeau, 2013; Metcalf et Eddy Inc., 2014).

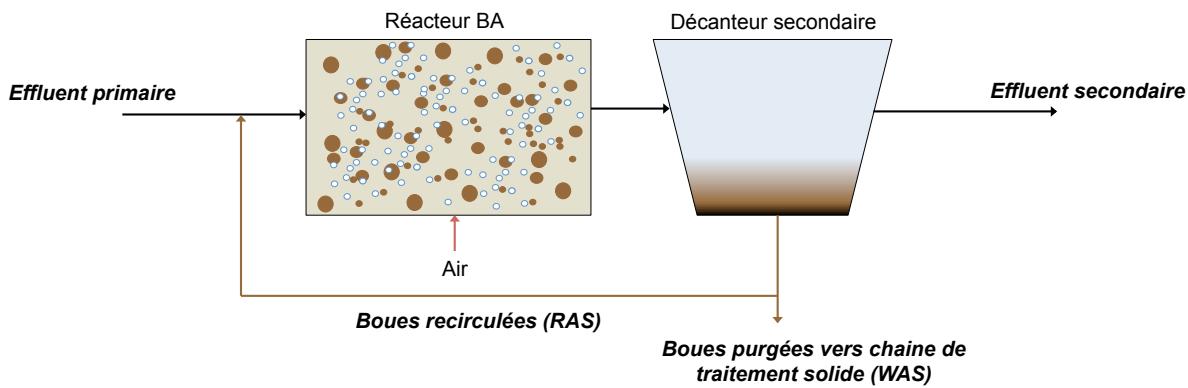


Figure 2-2. Procédé biologique à culture libre par BA.

Les réacteurs de BA sont peu compacts et sont difficilement intégrables dans une StaRRE pour sa mise à niveau. La consommation énergétique reliée à l'aération est importante. Le procédé conventionnel de BA possède une empreinte écologique et énergétique élevées le rendant moins attrayant dans une optique d'amélioration du bilan énergétique des StaRRE et de minimisation des besoins en matériel et en espace (Ødegaard, 2000).

### **Procédés à culture fixée**

Les microorganismes en culture fixée croissent sur des supports inertes immobiles ou maintenus en suspension par le biais d'un agitateur mécanique ou d'une source d'aération selon les conditions et le traitement souhaités. Les microorganismes accumulés sur les supports se regroupent pour former un consortium diversifié et structuré nommé biofilm dans lequel sont transportés et diffusés la matière organique et les nutriments. Les microorganismes sécrètent des substances polymériques extracellulaires (*extracellular polymeric substances*; EPS) formant une matrice autour du biofilm et contrôlant la croissance et la structure de celui-ci. La sécrétion des EPS est potentiellement régulée par un mode de communication inter-bactérienne, *quorum sensing*, qui contrôle également la croissance, le fonctionnement et le détachement du biofilm selon la densité de microorganismes présents et la disponibilité des nutriments (O'Toole et al., 2000; Kreft et Wimpenny, 2001; Hall-Stoodley et Stoodley, 2005; Azizi et al., 2013; Comeau, 2013; Metcalf et Eddy Inc., 2014; Solano et al., 2014).

Le biofilm offre une protection aux microorganismes à la prédation. Les microorganismes regroupés en biofilm forment un équilibre, mais ont tendance également à entrer en compétition pour conserver une place optimale afin de minimiser les stress thermiques et les forces de cisaillement, prédominantes aux couches supérieures, et d'avoir accès facilement aux nutriments. Les mécanismes de formation d'un biofilm sont complexes et dépendent entre autres des espèces de microorganismes présents et de l'abondance en nutriments. Certains microorganismes auraient par exemple tendance à cesser de se déplacer librement (mode planctonique) et à s'attacher sur un support (mode biofilm) lorsque les nutriments ne sont pas limités. En présence d'un biofilm trop dense et de nutriments insuffisants, de stress, de forces de cisaillement trop élevées ou de conditions d'opération inadéquates (pH, température, composés toxiques, etc.), les microorganismes se détachent du biofilm. Les supports utilisés sont soit d'origine naturelle

(roche, sable, bois, etc.) ou synthétique (polypropylène, polyéthylène, polychlorure de vinyle, etc.) et se distinguent selon leur densité, leur rugosité, leur porosité et leur taille (O'Toole et al., 2000; Kreft et Wimpenny, 2001; Hall-Stoodley et Stoodley, 2005; Azizi et al., 2013; Comeau, 2013; Metcalf et Eddy Inc., 2014; Solano et al., 2014).

Les procédés à culture fixée se divisent en trois catégories, 1) non immersés dans l'eau (lit bactérien, biodisque), 2) immersés (biofiltre, lit fluidisé) et 3) lits mobiles (MBBR) (Comeau, 2013).

En comparaison avec un procédé conventionnel de BA, certains procédés à culture fixée sont beaucoup plus compacts. Le TRB est contrôlé par le détachement de biofilm compte tenu que les procédés à culture fixée ne requièrent pas de recirculation des boues. Ceci permet également d'obtenir un biofilm spécialisé et une concentration de boues biologiques à l'effluent qui est considérablement plus faible que dans un procédé de BA. Par contre, ces procédés requièrent un contrôle de l'épaisseur et de la densité du biofilm qui peuvent nuire au transfert du substrat et d'O<sub>2</sub> et donc à leur efficacité (Ødegaard, 2000; Azizi et al., 2013; Comeau, 2013).

## 2.1.2 Traitement physico-chimique

Le traitement physico-chimique requiert l'ajout d'un produit chimique et est suivi typiquement d'un procédé de séparation physique, tel que la décantation, la flottation, le microtamisage, etc. Ce type de traitement peut être utilisé à plusieurs fins, tels que le contrôle du pH et des odeurs, l'enlèvement de la matière organique, des MES, de l'azote et du phosphore et la désinfection des eaux usées (Metcalf et Eddy Inc., 2014).

### Particules colloïdales

Les particules en suspension ayant une grande densité relative ( $\gamma = \frac{\rho_{particule}}{\rho_{eau}} = 2,5$  et diamètre  $d > 1,2 \mu\text{m}$ ) sont la plupart récupérables par décantation sans ajout de réactifs, soient des coagulant et polymère, alors que les particules plus petites, telles que les particules colloïdales ( $\gamma$  légèrement supérieur à 1 et  $d < 1,2 \mu\text{m}$ ), doivent être soumises à l'action de réactifs afin d'être séparées de l'eau clarifiée. Les particules colloïdales sont pour la plupart chargées négativement

et leur force de répulsion surpassé celle d'attraction. L'importante force répulsive combinée au mouvement brownien des particules colloïdales les rendent stables et les maintiennent en suspension (Desjardins, 1997; Metcalf et Eddy Inc., 2014; Prévost, 2014).

Le potentiel électrostatique entourant une particule colloïdale peut être décrit par le modèle de la double couche électrique : 1) une couche liée (Stern) composée d'ions positifs qui se déplacent avec la particule colloïdale négative et sont maintenus par les forces électrostatiques et de van der Waals et 2) une couche diffuse composée d'ions positifs et négatifs faiblement accrochées au colloïde (Figure 2-3). La frontière entre les deux couches se nomme le plan de cisaillement. Le gradient électrostatique entre la particule colloïdale et l'eau chute en s'éloignant de la surface du colloïde (Figure 2-4). Les potentiels électrostatiques aux frontières des couches de Stern et diffuse sont  $\psi_0 - \psi_s$  et  $\psi_s$ , respectivement (Desjardins, 1997; Metcalf et Eddy Inc., 2014; Prévost, 2014).

Différents potentiels sont introduits dans ce modèle de double couche :

- potentiel de Nernst ( $\psi_0$ ) déterminé à la surface du colloïde
- potentiel de Stern ( $\psi_s$ ) déterminé à la frontière de la couche liée
- potentiel zéta ( $\zeta$ ) déterminé au plan de cisaillement et équivalent en théorie à la frontière de la couche liée ( $\psi_s$ ). Ce potentiel joue un rôle essentiel dans le comportement, la décantabilité et l'interaction des particules colloïdales (Hunter et al., 1988; Desjardins, 1997; Metcalf et Eddy Inc., 2014).

## **Coagulation et flocculation**

L'équilibre des particules colloïdales est rompu par le processus de coagulation, qui permet d'initier la formation d'agrégats de particules, nommés flocs. Un coagulant est dispersé vigoureusement dans l'eau (*flash mix*) pour favoriser la déstabilisation des particules colloïdales et la formation de précipités sur lesquels iront s'adhérer les particules. Durant la flocculation, un aide-coagulant ou flocculant, typiquement un polymère, est injecté et la vitesse d'agitation est diminuée pour permettre aux particules colloïdales d'entrer en collision et permettre la maturation des flocs. Il existe deux types de flocculation : la flocculation péricinétique ou microflocculation et la flocculation orthocinétique ou macroflocculation. Le premier type est causé

par les collisions des particules dues à leur mouvement brownien, alors que les collisions du second type sont dues à une agitation mécanique qui produit des gradients de vitesse  $G$  (équation 2). Les flocs volumineux produits sont ensuite facilement récupérables par un procédé de séparation physique (Desjardins, 1997; Metcalf et Eddy Inc., 2014; Prévost, 2014). Les quatre principaux mécanismes survenant pendant la déstabilisation des particules colloïdales sont présentés au Tableau 2-1 (Prévost, 2014).

$$G(s^{-1}) = \sqrt{\frac{P}{\mu \cdot V}} \quad (2)$$

avec  $P$ ,  $\mu$  et  $V$  la puissance de l'agitateur (W), la viscosité dynamique ( $N \cdot s \cdot m^{-2}$ ) et le volume ( $m^3$ ) d'eau à traiter (Metcalf et Eddy Inc., 2014).

Tableau 2-1. Mécanismes de la coagulation et de la flocculation (Desjardins, 1997; Crini et al., 2009; Metcalf et Eddy Inc., 2014; Prévost, 2014).

Mécanisme	Description
Compression de la double couche	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ L'interaction des particules colloïdales est gouvernée par deux forces, force de répulsion (<math>r</math>) et d'attraction (<math>a</math>). Cette première domine lorsque les particules colloïdales sont suffisamment éloignées (<math>&gt; L</math>) alors que la seconde domine à de faibles distances (<math>&lt; L</math>) (Figure 2-5A)</li> <li>▪ Pour déstabiliser les particules colloïdales, l'ajout d'ions positifs (<math>Na^+</math>, <math>Fe^{3+}</math>, <math>Al^{3+}</math>) permet d'élever la densité de charge, de contracter la double couche et de réduire le potentiel zéta (Figure 2-5B)</li> </ul>
Adsorption et neutralisation des charges	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Une particule colloïdale peut adsorber un ion de charge opposée à sa surface</li> <li>▪ Pour déstabiliser les particules colloïdales, il faut accroître la force ionique de l'eau sans toutefois neutraliser la charge, ce qui pourrait occasionner une restabilisation ou redispersion des particules colloïdales ayant une charge opposée. Ainsi, il est important de contrôler le dosage de coagulant pour éviter un surdosage</li> </ul>
Emprisonnement des particules dans un précipité ( <i>sweep coagulation</i> )	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Les coagulants réagissent avec l'alcalinité de l'eau et en conditions optimales de pH ils forment des précipités sur lesquels sont emprisonnées les particules colloïdales. Ce mécanisme est important lorsqu'on utilise de l'alun à des doses <math>\gtrsim 30 \text{ mg sec } (Al_2(SO_4)_3 \cdot 14 H_2O)/L</math></li> </ul>
Adsorption et pontage	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Les polymères sont de longues chaînes possédant de nombreux sites sur lesquels s'adsorbent les particules colloïdales (Figure 2-6)</li> <li>▪ L'ajout de polymère entraîne la formation de ponts et un surdosage peut causer l'effet inverse car une particule colloïdale peut être entourée de nombreuses molécules de polymère (Figure 2-6)</li> </ul>

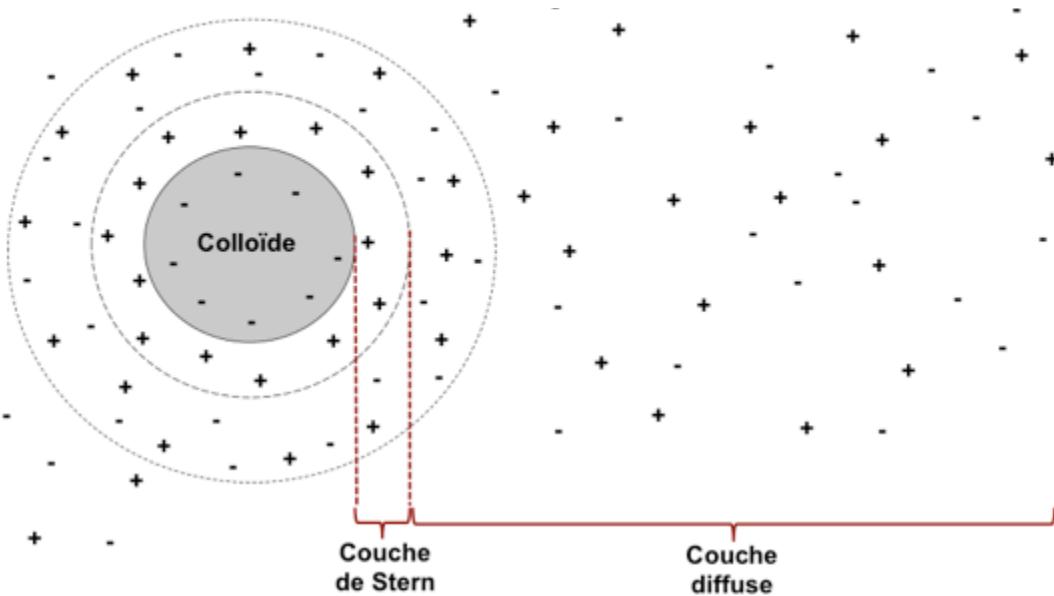


Figure 2-3. Schéma de la double couche d'une particule colloïdale. Image modifiée de « Le traitement des eaux » par Desjardins (1997), p. 29 avec permission de Presses internationales Polytechnique.

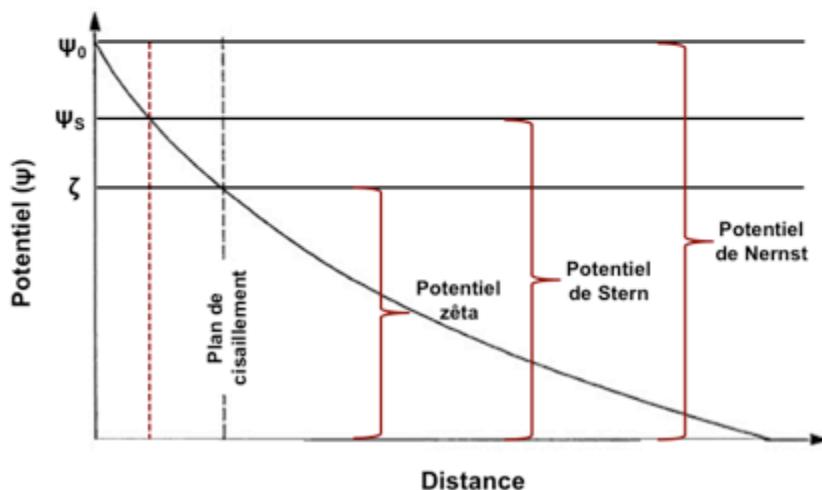


Figure 2-4. Schéma du potentiel électrostatique selon la distance de la surface d'une particule colloïdale. Image modifiée de « Le traitement des eaux » par Desjardins (1997), p. 30 avec permission de Presses internationales Polytechnique.

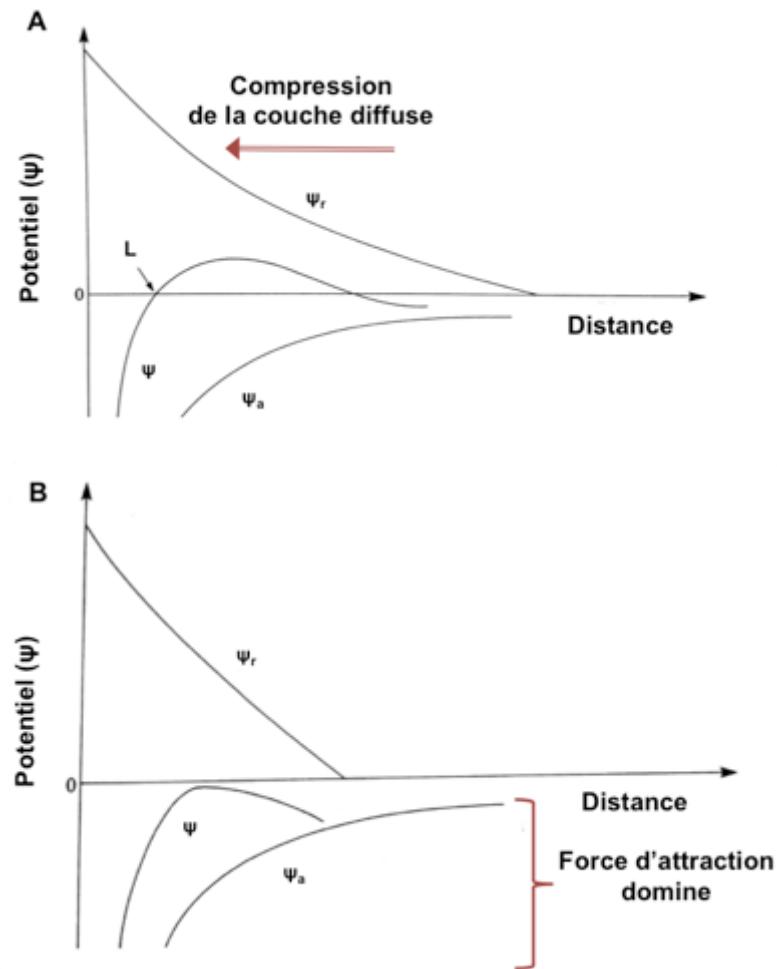


Figure 2-5. Schéma du mécanisme de compression de la double couche montrant le potentiel électrostatique entre deux particules colloïdales selon la distance les séparant A) avant et B) après ajout d'un coagulant. Images modifiées de « Le traitement des eaux » par Desjardins (1997), pp. 32-33 avec permission de Presses internationales Polytechnique.

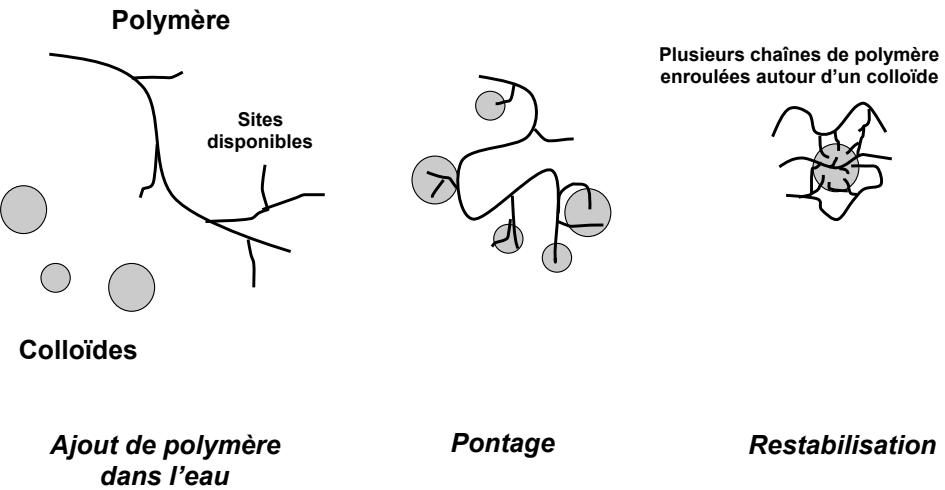


Figure 2-6. Phénomènes de pontage et de restabilisation lors de l'ajout d'un polymère dans une suspension colloïdale.

Selon le modèle développé par Ødegaard et Karlsson (1994), la production de boues ( $P_X$ ) après l'ajout de réactifs est causée par l'enlèvement des MES et la formation de précipités. Ce qui se traduit par l'équation qui suit :

$$P_X(\text{mg MES/L}) = X_{MES,initiales} - X_{MES,finales} + K \cdot D \quad (3)$$

avec  $X_{MES,initiales}$ ,  $K$  et  $D$  respectivement la concentration en MES avant et après la coagulation, flocculation et procédé de séparation (mg MES/L), le coefficient de production de boues propre à chaque coagulant (mg MES/mg coagulant) et le dosage de coagulant (mg coagulant/L). Afin de diminuer la  $P_X$  sans affecter la performance du traitement, il est possible de diminuer  $K$  et  $D$  en optant pour un autre coagulant ou en optimisant les conditions d'opération pour minimiser le dosage requis. De plus, en diminuant le dosage de coagulant et en augmentant celui du polymère, ayant un petit  $K$ , la  $P_X$  peut être réduite (Ødegaard et Karlsson, 1994; Ødegaard, 2000).

Plusieurs paramètres contrôlent l'efficacité de la coagulation et de la flocculation et sont présentés au Tableau 2-2. Certaines valeurs optimales des paramètres sont présentées à titre de référence mais dépendent du type d'eau à traiter et doivent être déterminées par des essais en laboratoire (Metcalf et Eddy Inc., 2014).

Tableau 2-2. Paramètres ayant une influence sur l'efficacité de la coagulation et de la floculation (Desjardins, 1997; Özacar et Sengil, 2003b; Xiao et al., 2009; Metcalf et Eddy Inc., 2014; Prévost, 2014).

Paramètres	Effets
pH	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Chaque coagulant possède sa plage de pH optimal. Hors de cette plage, la demande en coagulant peut augmenter et l'efficacité de la coagulation peut diminuer           <ul style="list-style-type: none"> <li>À base de fer : pH optimal de 4-6</li> <li>À base d'aluminium : pH optimal de 5-7</li> </ul> </li> <li>▪ Modifie la solubilité des produits d'hydrolyse des coagulants</li> <li>▪ Plage de pH optimal varie selon l'objectif de traitement           <ul style="list-style-type: none"> <li>Enlèvement de la couleur : pH de 4-6</li> <li>Enlèvement de la turbidité : pH de 6,5-7,5</li> <li>Enlèvement des orthophosphates (<math>\text{SPO}_4</math>) : 5,5-6,5</li> </ul> </li> </ul>
Température	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Modifie la solubilité des produits d'hydrolyse des coagulants et la plage de pH optimal</li> <li>▪ Modifie la viscosité de l'eau pouvant entraîner une réduction de l'efficacité du brassage</li> <li>▪ Cinétiques de coagulation et taux de formation des flocs diminuent avec la température</li> </ul>
Nature et dosage du coagulant et du polymère	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Cinétiques de coagulation et taux de formation des flocs varient selon la nature, le dosage et la fraîcheur des réactifs</li> <li>▪ Coagulation et floculation inefficaces en cas de sous- et surdosage. Un surdosage d'un coagulant de métal peut aussi causer une concentration résiduelle élevée de métal soluble</li> </ul>
Intensité et temps (t) de mélange	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Modifie les cinétiques de coagulation et le taux de formation des flocs</li> <li>▪ Une agitation insuffisante pendant la coagulation ne permet pas de bien disperser le coagulant alors qu'une agitation trop intense durant la floculation peut nuire à la maturation des flocs           <ul style="list-style-type: none"> <li>Coagulation : <math>G = 500\text{-}1500 \text{ s}^{-1}</math> et <math>t &lt; 120 \text{ s}</math></li> <li>Floculation : <math>G = 50\text{-}100 \text{ s}^{-1}</math> et <math>t = 30\text{-}60 \text{ min}</math></li> </ul> </li> </ul>
Quantité de particules	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Généralement, plus il y a de particules et de matière organique dissoute plus la demande en réactifs est élevée</li> <li>▪ En contrepartie, l'efficacité de la coagulation et de la floculation peut augmenter avec la concentration de particules car les contacts entre celles-ci sont plus fréquents</li> </ul>
Sels dissous (ex. $\text{SPO}_4$ , $\text{Ca}^{2+}$ , $\text{Mg}^{2+}$ , $\text{Na}^+$ , etc.)	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Affectent la demande en coagulant, la plage de pH optimal et le taux de formation des flocs</li> </ul>

## Coagulants typiques

Les coagulants utilisés en traitement des eaux sont essentiellement des sels, sulfates et chlorures d'aluminium et de fer préhydrolysés ou non préhydrolysés, et des polyélectrolytes, typiquement des polymères synthétiques chargés. Le sulfate d'aluminium (alun) est le plus répandu en traitement des eaux. Les coagulants préhydrolysés, tels que le sulfate de polyaluminium silicate (PASS) et le chlorure de polyaluminium (PACl), permettent de travailler dans des conditions difficiles, soit en eau froide, à un faible temps de contact et une faible alcalinité (Desjardins, 1999; Metcalf et Eddy Inc., 2014; Prévost, 2014).

Malgré que l'efficacité des coagulants de sels métalliques et des polymères synthétiques ait été démontrée, plusieurs motifs justifient d'opter pour des réactifs à base de produits végétaux. En effet, les sels métalliques et les polymères synthétiques sont peu biodégradables et biométhanisables. Ceci est peu souhaitable si l'objectif est de maximiser la production de méthane. Plusieurs pays règlementent les dosages et les concentrations résiduelles maximales des monomères d'acrylamide, à partir desquelles sont fabriqués les polymères synthétiques de polyacrylamide (PAM), due à leur potentielle toxicité et caractère carcinogène (Bolto, 1995; Rice, 2005; Graham et al., 2008). De plus, des études ont démontré l'efficacité et le potentiel biodégradable de produits à base végétale, par exemple les tanins (Özacar et Şengil, 2003a; Omar et al., 2008; Beltrán-Heredia et Sánchez-Martín, 2009; Beltrán-Heredia et al., 2010; Sánchez-Martín et al., 2010a; Beltrán-Heredia et al., 2011; Fatehah et al., 2013; Schubert et al., 2013).

Les tanins sont de longues molécules ayant un poids moléculaire pouvant aller jusqu'à plusieurs milliers de Dalton et sont extraits de divers types d'arbres tels que le *Schinopsis balansae* (quebracho), le *Castanea sativa* (châtaignier) et le *Acacia mearnsii de Wild* (Acacia de Mearns). Ils sont utilisés en traitement des eaux après avoir subi une gélification ou une cationisation. Suivant le processus de gélification, qui permet d'emprisonner les tanins dans une matrice et de conserver leurs caractéristiques, les tanins peuvent être utilisés comme adsorbant pour enlever les particules. La cationisation permet d'ajouter une charge positive aux tanins tout en conservant leurs caractéristiques (Pizzi, 1994; Beltrán-Heredia et al., 2011).

La déstabilisation des particules colloïdales est principalement due aux produits de l'hydrolyse des sels métalliques dans l'eau. Lors d'une coagulation optimale avec des coagulants d'aluminium ou de fer, la totalité des produits d'hydrolyse sont précipités en  $\text{Al(OH)}_3$ ,  $\text{AlPO}_4$ ,

$\text{Fe(OH)}_3$  ou  $\text{FePO}_4$ . Toutefois, en pratique il reste toujours une fraction soluble d'aluminium ou de fer dans l'eau clarifiée suite au procédé de séparation. L'hydrolyse des coagulants dans l'eau cause un relargage d'ions  $\text{H}^+$ , ce qui occasionne une baisse de pH et une consommation d'alcalinité (équations 4 à 7 ci-dessous) (Metcalf et Eddy Inc., 2014; Prévost, 2014).

Définition de l'alcalinité, soit la capacité tampon :

$$\text{Alcalinité (mol/L)} = [\text{HCO}_3^-] + 2[\text{CO}_3^{2-}] + [\text{OH}^-] + 2[\text{PO}_4^{3-}] + [\text{HPO}_4^{2-}] + [\text{SiO(OH)}^{3-}] - [\text{H}^+] \quad (4)$$

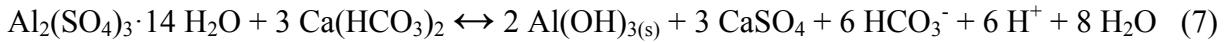
avec  $[\text{ion}]$  la concentration molaire des ions présents dans l'eau. L'alcalinité est exprimée en équivalent de  $\text{CaCO}_3$ .

$$C_{\text{CaCO}_3} (\text{mg CaCO}_3/\text{L}) = \frac{[\text{ion}] \cdot M \cdot 50}{ME} \quad (5)$$

avec  $C$  la concentration,  $M$  la masse molaire et  $ME$  la masse équivalente de l'ion.

$$ME (\text{g}) = \frac{M}{valence} \quad (6)$$

Réaction théorique de l'alun avec l'alcalinité de l'eau (ici en bicarbonate de calcium  $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ ) :



Par stœchiométrie, la consommation d'alcalinité pour 1 mg  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14 \text{ H}_2\text{O}/\text{L}$  est de 0,5 mg  $\text{CaCO}_3/\text{L}$  ( $6 \text{ mmol HCO}_3^-/\text{mmol Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14 \text{ H}_2\text{O} \times 50 / 594 \text{ mg Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14 \text{ H}_2\text{O}/\text{mmol}$ ). Ainsi, l'eau doit contenir suffisamment d'alcalinité afin que les réactions de coagulation se produisent (Desjardins, 1997; Metcalf et Eddy Inc., 2014; Prévost, 2014).

## Polymères typiques

Les polymères utilisés en traitement des eaux sont soit d'origine naturelle ou synthétique, chargés ou non-ioniques et de divers poids moléculaires (*molecular weight; MW*). Les polymères cationiques peuvent agir comme coagulants en déstabilisant électriquement les particules colloïdales et comme floculants en formant des ponts alors que ceux anioniques et non-ioniques agissent principalement comme floculants. L'amidon de pomme de terre, la cellulose et le chitosane sont utilisés comme polymères naturels. Parmi les polymères synthétiques se trouvent

le polyéthylène glycol (non-ionique), le polyacrylamide (PAM) (non-ionique) et le chlorure de polydiallyl diméthyle ammonium (polyDADMAC) (cationique) (Brostow et al., 2009; Crini et al., 2009; Metcalf et Eddy Inc., 2014; Lapointe et Barbeau, 2015).

## **Procédés de séparation**

Les procédés de séparation physique permettent de récupérer les particules et de les séparer de l'eau clarifiée. Plus particulièrement lorsqu'ils sont positionnés en aval de bassins de coagulation et de flocculation, ils permettent de récupérer les particules agglomérées en flocs. Un procédé couplant une déstabilisation chimique des particules, une flocculation et une séparation physique est nommé un procédé physico-chimique. Une description de procédés de séparation conventionnels, la décantation classique et la flottation à air dissous, et novateurs, la décantation lestée et la flottation améliorée suit (Desjardins, 1997; Metcalf et Eddy Inc., 2014).

### Décantation classique

Les particules ayant une densité relative ( $\gamma$ ) supérieure à 1 auront tendance à décanter. Les particules décantées peuvent être extraites du fond du bassin de décantation pour être acheminées vers la chaîne de traitement solide, alors que le surnageant clarifié peut être envoyé vers les procédés de traitement subséquents. Les mécanismes de la décantation varient selon la quantité et le type de particules et sont subdivisés en quatre catégories en ordre croissant de concentration de particules : la décantation de particules discrètes, la décantation de particules flocculantes, la décantation freinée et la décantation en compression de boue (Desjardins, 1997; Metcalf et Eddy Inc., 2014).

À de faibles concentrations de particules, tel que dans un dessableur, se produit la décantation de particules discrètes (type I) puisque celles-ci décantent sans être affectées par la chute des autres particules et maintiennent leurs caractéristiques. À des concentrations de particules légèrement supérieures, celles-ci auront tendance à entrer en collision et à s'agglutiner durant leur chute de telle sorte que leurs caractéristiques (diamètre  $d$ ,  $\gamma$  et vitesse de décantation  $v$ ) ne seront pas conservées. La décantation de particules flocculantes (type II) décrit les mécanismes survenant dans un décanteur primaire et secondaire et dans un décanteur suivant une coagulation et une flocculation. Des concentrations de particules encore plus élevées, tels que dans un décanteur

secondaire et un épaisseur gravitaire, sont représentatives du comportement de la décantation freinée (type III) et en compression de boue (type IV), respectivement (Desjardins, 1997; Metcalf et Eddy Inc., 2014; Prévost, 2014).

Les principaux paramètres jouant un rôle clé dans la performance de la décantation sont : les dimensions et la forme du bassin, le temps de rétention hydraulique (TRH), la charge hydraulique superficielle, le type d'eau, la concentration de particules décantables et la température (Desjardins, 1997; Ivanovic et Leiknes, 2012; Metcalf et Eddy Inc., 2014). La décantation est très simple d'opération et de maintenance et s'adapte aux variations de la qualité de l'eau à traiter mais est peu compacte et requiert de longs TRH. Les procédés de décantation à forte charge, telle que la décantation lestée, requièrent des installations de petites tailles et de faibles TRH (Qasim, 1999; Metcalf et Eddy Inc., 2014).

### Décantation lestée

L'ajout d'un agent lestant pendant la décantation lestée permet d'augmenter la vitesse de décantation des particules en augmentant leur taille et leur densité et en réduisant la résistance et le coefficient de trainée. Les agents lestants doivent être stables, inertes et de densité supérieure à celle de l'eau et sont typiquement du microsable de silice, des boues conditionnées, de la magnétite dans une version modifiée de la décantation lestée où l'agent décante sous l'effet de la force électromagnétique, etc. (Pavlova et Dobrevsky, 2005; Metcalf et Eddy Inc., 2014; Prévost, 2014).

L'agent lestant est généralement ajouté suite au polymère en début de flocculation. Le polymère entoure l'agent lestant d'une couche collante sur laquelle les particules viendront s'accrocher pour former des flocs volumineux et denses. Les flocs lestés sont séparés du surnageant clarifié dans un décanteur à lamelles par l'entremise d'un système de raclage et sont ensuite pompés vers un hydrocyclone. Dans un hydrocyclone, la force centrifuge exercée sur les flocs lestés a tendance à faire déplacer le sable ayant une densité plus élevée vers le bas et les flocs vers le haut. Les flocs sont acheminés vers la chaîne de traitement solide alors que le microsable récupéré est réutilisé (Desjardins, 1999; Veolia Water Technologies Canada Inc., 2008; Metcalf et Eddy Inc., 2014).

La présence de lamelles dans un décanteur permet aux flocs lestés de s'accumuler sur une plus grande surface de décantation et de tomber vers le bas, alors que l'eau clarifiée est récupérée vers le haut par une goulotte (Desjardins, 1997; Veolia Water Technologies Canada Inc., 2008).

Les principaux paramètres jouant un rôle clé dans la performance de la décantation lestée sont, en excluant ceux nommés pour la décantation classique : la nature, la densité, la granulométrie, le diamètre effectif ( $D_{10}$ ), le coefficient d'uniformité ( $C_U = D_{60}/D_{10}$ ), la concentration et le pré-conditionnement de l'agent lestant (généralement du microsable de silice de  $d = 100$  à  $150 \mu\text{m}$  et  $\gamma > 2,6$ ) et le gradient de vitesse. Le diamètre  $D_{10}$  est la taille des mailles du tamis pour laquelle 10% du matériau peut traverser, analogiquement pour  $D_{60}$ . L'ordre d'injection de l'agent lestant joue un rôle important (Desjardins, 1997; Veolia Water Technologies Canada Inc., communication personnelle, avril 2004; Jarvis et al., 2011; Metcalf et Eddy Inc., 2014).

### Flottation à air dissous

La flottation à air dissous permet de séparer les particules de l'eau par l'entremise de petites bulles de gaz qui s'adhèrent aux flocs de particules et montent à la surface. Les média de flottation utilisés sont l'air, l'azote, le dioxyde de carbone et l'ozone; le plus courant étant l'air, d'où l'appellation flottation à air dissous (*dissolved air flotation*; DAF). Une pression est appliquée sur l'eau et un gaz y est injecté. Selon la loi de Henry, une plus grande concentration de gaz dissout peut être contenue dans une eau pressurisée. L'eau saturée en gaz est ensuite remise à pression atmosphérique et la détente de pression cause la formation de fines bulles. Deux mécanismes décrivent l'adhésion des bulles aux flocs de particules : 1) l'emprisonnement dans un floc et 2) l'adsorption. Lorsque suffisamment de bulles sont adsorbées ou emprisonnées aux flocs, l'agrégat résultant bulles-flocs a une densité inférieure à celle de l'eau et sous l'effet de la poussée d'Archimède monte à la surface et se sépare du sous-nageant clarifié. Les flocs accumulés à la surface du flottateur peuvent être enlevés par un système de raclage. L'ajout d'un coagulant et/ou d'un polymère peut favoriser une meilleure adhésion des flocs aux bulles (Lundh et al., 2002; Wang et al., 2005; Edzwald, 2007; Metcalf et Eddy Inc., 2014).

Il existe trois types de flottation à air dissous, 1) pressurisation directe de l'affluent (*full flow pressurization*; FFP), 2) pressurisation partielle de l'affluent (*partial flow pressurization*; PFP) et 3) pressurisation indirecte de l'effluent clarifié (*recycle flow pressurization*; RFP). Dans le

premier type, l'affluent est entièrement pressurisé et saturé en air. Dans le second type, une fraction allant typiquement de 30 à 50% de l'affluent est pressurisé et saturé en air avant d'être injecté dans la fraction non pressurisée. Dans un procédé à pressurisation indirecte de l'effluent clarifié, 6 à 50% de l'effluent est recirculé, pressurisé et saturé en air avant d'être injecté à l'affluent. Ce type de flottation est recommandé lorsqu'une coagulation et une floculation ont précédé afin de minimiser le cisaillement et le bris des flocs qui peuvent survenir lors de la pressurisation de l'eau (Wang et al., 2005; Edzwald, 2007).

Les principaux paramètres jouant un rôle clé dans la performance de la flottation à air dissous sont, en excluant ceux nommés pour la décantation : le type, la concentration, la densité et la taille des flocs, la vitesse d'ascension des bulles et la quantité d'air injecté. Le système d'injection a une influence sur la taille des bulles produites, qui varie typiquement de 10 à 100 µm. L'adhésion des bulles aux flocs est fonction de la charge surfacique des particules et de la taille des bulles. La quantité d'air dissous dans l'eau dépend du temps de pressurisation, variant de 0,5 à 3,0 min, du système de pressurisation et de la pression appliquée, variant de 60 à 85 psi. Pour un procédé à pressurisation indirecte de l'effluent clarifié, un paramètre important est la fraction d'eau recirculée,  $R$ , qui influence le type d'écoulement et la quantité de bulles formées (Gallinari et al., 1996; Lundh et al., 2002; Wang et al., 2005; Edzwald, 2007; Metcalf et Eddy Inc., 2014).

Le rapport du volume d'air injecté sur la masse de particules à l'affluent,  $A/X$ , dépend du type d'eau et doit être optimisé pour maximiser la performance de la flottation. Ce rapport peut être calculé comme suit selon le type de procédé (Metcalf et Eddy Inc., 2014) :

$$\frac{A}{X} (\text{mL/mg}) = \frac{1,3 s_a (f \cdot p - 1)}{X_{MES_A}} \quad \text{valide pour un procédé FFP} \quad (8)$$

$$\frac{A}{X} (\text{mL/mg}) = \frac{1,3 s_a (f \cdot p - 1) Q_r}{X_{MES_A} \cdot Q} \quad \text{valide pour un procédé RFP} \quad (9)$$

avec  $s_a$ ,  $f$ ,  $p$  et  $X_{MES_A}$  respectivement la solubilité de l'air dans l'eau (mL/L) à la température de l'essai, la fraction d'air dissous à la pression absolue  $p$  (atm) de l'essai, qui peut être posée  $f = 0,5$ , et la concentration en MES (mg/L) à l'affluent. Dans la seconde équation, les termes  $Q_r$  et  $Q$  sont le débit d'effluent clarifié recirculé et le débit d'affluent ( $\text{m}^3/\text{d}$ ) (Edzwald, 2007; Metcalf et Eddy Inc., 2014) :

$$R (\%) = \frac{Q_r}{Q} \times 100\% \quad (10)$$

### Flottation améliorée

Le procédé de flottation améliorée utilise un agent de flottation de densité relative inférieure à 1 en remplacement de l'air dans la flottation à air dissous. Les flocs de particules viennent se coller à l'agent de flottation pour favoriser la formation de flocs de faible densité. Plusieurs auteurs décrivent l'utilisation de procédés de flottation sans air similaires et de l'ajout d'un agent de flottation au cours de la flottation à air dissous (Stanley et Evans, 1977; Eades et Penno, 2005; Woodbridge, 2008; Jarvis et al., 2009; Jarvis et al., 2011). Les agents de flottation sont des billes ou microsphères de verre, de latex, de polystyrène, de polyéthylène ou de polypropylène. Les flocs attachés aux billes sont séparés du sous-nageant clarifié dans le bassin de flottation par le biais de racleurs pour être ensuite acheminés vers un système de récupération des billes, tel qu'un hydrocyclone ou un tamis vibrateur (Stanley et Evans, 1977; Eades et Penno, 2005; Woodbridge, 2008).

Les principaux paramètres jouant un rôle clé dans la performance de la flottation améliorée sont, en excluant ceux nommés pour la décantation classique : la nature, la densité (typiquement de 50 à 500 kg/m<sup>3</sup>), la distribution de taille (typiquement d = 80 à 250 µm), l'hydrophobicité, le dosage et le pré-conditionnement des billes de flottation. L'ordre d'injection des billes de flottation, du coagulant et du polymère joue un rôle important, tel qu'en décantation lestée (Woodbridge, 2008; Jarvis et al., 2011). Le nombre de réutilisations des billes de flottation influence également la performance du procédé (Stanley et Evans, 1977; Jarvis et al., 2009).

## 2.2 MBBR

### 2.2.1 Principe de fonctionnement

Le MBBR est un procédé biologique à culture fixée de type lit mobile. Dans le réacteur, un biofilm croît sur des supports mobiles (ou garnissage) qui sont gardés en suspension par une source d'aération ou un mélange mécanique. Un grillage positionné à la sortie du réacteur permet de retenir les supports mobiles. Le mélange sert également à distribuer la matière organique

(substrat) et à générer des forces de cisaillement qui cause le détachement du biofilm et conséquemment un contrôle de son épaisseur. Un biofilm trop épais peut nuire aux mécanismes de diffusion du substrat (Ødegaard, 2000, 2006; McQuarrie et Boltz, 2011).

Ce procédé a été développé dans l'optique de garder uniquement les avantages des procédés de BA et des autres procédés à biofilm. En effet, tout comme les BA, la croissance du biofilm dans un MBBR est distribuée dans la totalité du volume, ce qui n'est pas le cas de plusieurs procédés à biofilm. Tout comme les autres procédés à biofilm, le MBBR est beaucoup plus compact que des BA. Un des désavantages du MBBR sont les coûts élevés engendrés par le garnissage (Andreottola et al., 2000; Ødegaard, 2000; McQuarrie et Boltz, 2011; Ivanovic et Leiknes, 2012).

Les paramètres clés ayant une influence sur la performance du MBBR sont, entre autres, les caractéristiques de l'affluent (DCO, N, P, pH, température, etc.), les conditions d'opération du réacteur (garnissage, TRH, charge organique, température, concentration en oxygène dissous, etc.) et les dimensions et la forme du réacteur (McQuarrie et Boltz, 2011). Une description des principales conditions d'opération est présentée ci-dessous.

## 2.2.2 Conditions d'opération

### Garnissage

Le pourcentage volumique (%v/v) de remplissage ou degré de remplissage varie typiquement de 30 à 70%. Une plus grande surface est disponible pour la croissance du biofilm à un remplissage plus élevé. Un remplissage supérieur à 70% peut nuire au contrôle de l'épaisseur du biofilm et à l'hydraulique du réacteur (Ødegaard, 2000; Aygun et al., 2008; McQuarrie et Boltz, 2011; Calderón et al., 2012).

Les supports mobiles (ou garnissage) typiquement utilisés sont fabriqués à partir de polyéthylène de haute densité et ont une densité allant de 0,94 à 0,98 g/mL. Parmi les supports mobiles se trouvent les AnoxKaldnes™ K1, K3, K5, Z et *biofilm chip* (Veolia Water Technologies Canada Inc.) (Figure 2-7). Diverses cavités de forme alvéolaire sont présentes sur les supports afin de permettre au biofilm de croître tout en étant protégé des forces de cisaillement et de l'abrasion à la surface. La surface spécifique, soit la portion de la surface des supports qui est protégée et sur

laquelle le biofilm peut se développer, dépend du type de support et peut aller de 400 à plus de 1000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> à 100% v/v de remplissage (Ødegaard, 1999; McQuarrie et Boltz, 2011).

### Temps de rétention hydraulique

Le TRH peut aller de 15 minutes à plusieurs heures, mais doit rester suffisamment faible pour ne pas favoriser l'hydrolyse de la matière organique particulaire, qui doit être récupérée par un procédé physico-chimique en aval (Ødegaard, 1999; Helness et al., 2005; Ødegaard, 2006; Metcalf et Eddy Inc., 2014).

### Charge organique

Le taux de charge organique (TCO) d'un MBBR peut être exprimée en termes de kg DCO à l'affluent par m<sup>-3</sup> de réacteur par jour. Une charge organique faible est essentielle pour favoriser la croissance de microorganismes nitrifiants alors qu'une charge moyenne ou élevée favorise la présence de microorganismes hétérotrophes. La concentration en oxygène dissous est également un facteur important pour la croissance du biofilm : de 2 à 3 mg O<sub>2</sub>/L sont requis pour la biotransformation de la matière organique (Ødegaard, 2006; McQuarrie et Boltz, 2011).

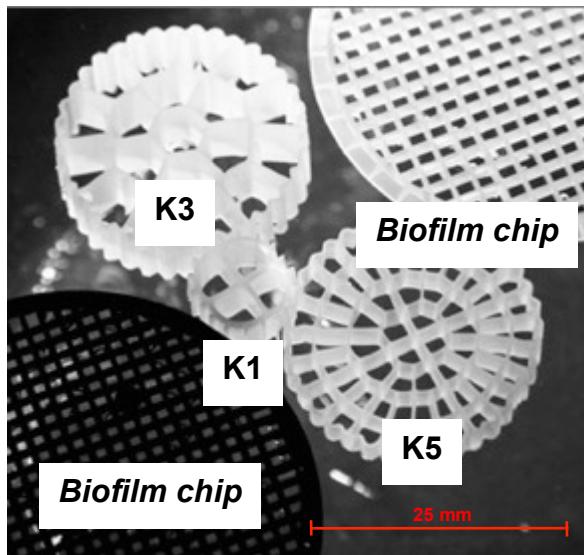
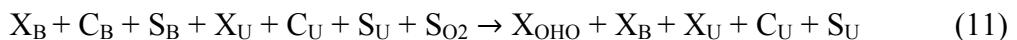


Figure 2-7. Supports mobiles AnoxKaldnes™. Image modifiée avec permission de Veolia Water Technologies Canada Inc. (2015).

Les procédés de traitement biologique à forte charge (*high-rate*; HR), par exemple un procédé de BA HR (*high-rate activated sludge*; HRAS) ou de HR-MBBR sont opérés à de très fortes charges et à de faibles TRH, de telle sorte à obtenir des ratios substrat sur microorganismes (*food to microorganism*; F/M) élevés (Nogaj et al., 2015). Dans de telles conditions, la matière organique colloïdale et soluble rapidement biodégradable ( $C_B$  et  $S_B$  ou  $CS_B$ ) est biotransformée en biomasse hétérotrophe ( $X_{OHO}$ ). La fraction particulaire biodégradable ( $X_B$ ) et non biodégradable ( $X_U$ ) de la matière organique à l'affluent sont très peu dégradées (Ødegaard, 2000; Ødegaard et al., 2000; Melin et al., 2002; Ivanovic et Leiknes, 2012) :



## 2.3 Caractéristiques de l'effluent des MBBR

### 2.3.1 Boues biologiques

Les boues biologiques à l'effluent d'un MBBR sont essentiellement du biofilm détaché des supports mobiles, la fraction particulaire biodégradable et non biodégradable de la matière organique à l'affluent qui n'a pas été consommée et des produits issus du métabolisme microbien (*soluble microbial products*) (Ivanovic et Leiknes, 2012; Karizmeh et al., 2014).

Lorsqu'un MBBR traite des eaux usées municipales, la concentration de boues biologiques à l'effluent varie typiquement de 100 à 250 mg MES/L, soit 10 à 20 fois inférieure à celle d'un procédé de BA (Åhl et al., 2006; Ødegaard et al., 2010; Ivanovic et Leiknes, 2012). Ainsi, de nombreux procédés de séparation sont applicables, tels que la décantation classique, la flottation à air dissous, le tamisage, la filtration, la décantation lestée, etc.; la décantation classique et la flottation à air dissous étant les plus courants. Malgré la faible concentration en MES, l'étape de récupération des boues biologiques à l'effluent d'un MBBR reste néanmoins cruciale pour atteindre les critères de rejet (Ødegaard, 2000; Ødegaard et al., 2010; McQuarrie et Boltz, 2011; Ivanovic et Leiknes, 2012).

Lorsqu'une forte charge organique est appliquée sur un procédé biologique, la production de petites particules non floculées augmente, ce qui se répercute en une faible décantabilité de la biomasse produite sous de telles conditions (Ødegaard et al., 2000; Melin et al., 2005; Ødegaard

et al., 2010; Ivanovic et Leiknes, 2012; Karizmeh, 2012). Les procédés de séparation en aval d'un procédé HR doivent être suffisamment efficaces afin de venir compenser la production de petites particules. L'utilisation de réactifs devient indispensable pour pouvoir floculer les petites particules et annuler l'effet de la charge sur la décantabilité (Ødegaard, 2000; Ødegaard et al., 2000; Ødegaard et al., 2010; Ivanovic et Leiknes, 2012; Karizmeh, 2012).

### **Distribution de taille des particules**

La distribution volumique de taille des particules (DTP-v) des boues biologiques à l'effluent d'un MBBR est de forme bimodale avec de nombreuses petites particules de 0,1 à 1,0 µm et grandes particules de 30 à 500 µm. La DTP-v de l'effluent d'un MBBR est plus étendue que celle d'un procédé biologique à culture libre (Ødegaard et al., 2010; McQuarrie et Boltz, 2011; NG, 2012). Par exemple, la DTP-v des flocs de BA est de forme bimodale et plus étroite, soit d'environ 0,2 à 200 µm (Govoreanu et al., 2004).

Le TRH, le TCO, l'aération et le garnissage ont un effet sur la taille des boues biologiques à l'effluent d'un MBBR. Plus le temps de contact est élevé et la charge est faible, plus il y a agglomération des boues biologiques, ce qui se répercute en un déplacement de la DTP-v vers les plus grandes tailles (Melin et al., 2005; Åhl et al., 2006; Ødegaard et al., 2010; Karizmeh, 2012). Une augmentation indépendante du TRH et du TCO aurait tendance à faire déplacer la DTP-v vers des particules plus volumineuses (Karizmeh et al., 2014).

L'aération joue un rôle important sur le détachement du biofilm. Une aération plus intense génère une énergie de mélange plus grande et davantage de cisaillement entre les supports mobiles (Åhl et al., 2006; Lee et al., 2006; Karizmeh, 2012).

Le degré de remplissage dans un MBBR a également un effet sur le cisaillement et la probabilité de collisions entre les supports mobiles (Lee et al., 2006; Karizmeh, 2012). En effet, une diminution de la taille des boues biologiques de 34% en augmentant le remplissage de 5 à 20% a été observée par Lee et al. (2006).

### **2.3.2 Récupération des boues biologiques**

Une revue de la performance de divers procédés de séparation suivant la coagulation et la floculation pour récupérer les boues biologiques à la sortie d'un MBBR est présentée au Tableau 2-3. L'efficacité de la flottation améliorée combinée à des réactifs non biodégradables a été étudiée par plusieurs auteurs (Stanley et Evans, 1977; Eades et Penno, 2005; Woodbridge, 2008; Jarvis et al., 2009; Jarvis et al., 2011). Par contre, son efficacité à la sortie d'un MBBR reste à déterminer.

## **2.4 Valorisation des ressources de l'eau**

Afin d'assurer une gestion durable de l'eau, les procédés de traitement dans les StaRRE doivent être compacts, durables, capables d'être opérés à de très fortes charges et à faible empreinte carbone. L'utilisation de tels procédés bénéficie aux StaRRE en leur permettant d'améliorer leur bilan énergétique, de récupérer les nutriments et de valoriser la matière organique. L'eau traitée peut être réutilisée (Sutton et al., 2011).

La chaîne de traitement proposée dans ce projet est composée d'un MBBR opéré sous forte charge pour biotransformer la matière organique colloïdale et soluble, suivi d'un procédé de séparation pour récupérer la matière organique particulaire. Cette dernière est convertie en biogaz par digestion anaérobie pour ensuite être valorisée en énergie. Cette chaîne de traitement s'inscrit directement dans l'objectif de maximiser la récupération des ressources de l'eau et de les valoriser en énergie. De plus, elle favorise l'utilisation de réactifs biosourcés, qui sont potentiellement biométhanisables, facilement accessibles et sans danger pour la santé. (Beltrán-Heredia et Sánchez-Martín, 2009; Heubeck et al., 2011; Sutton et al., 2011; Metcalf et Eddy Inc., 2014).

Tableau 2-3. Revue de la performance de procédés de séparation à l'effluent d'un MBBR. Tableau modifié avec permission de « Microtamisage de l'effluent d'un bioréacteur à lit mobile (MBBR) » par Meziani (2013), p. 8.

Procédé de séparation	Nature et dosage des réactifs		Concentration MES		Récupération des MES	Références
	Coagulant	Polymère	Effluent MBBR	Effluent clarifié		
	mmol métal/L	mg polymère/L	mg MES/L	mg MES/L	%	
Décantation classique (échelle laboratoire)	Chlorure d'aluminium ou ferrique; ~0,2-0,4 mmol Al/L ou ~0,3 mmol Fe/L	-	n.d.	n.d.	~90-95	Ødegaard et al. (2000)
Décantation classique (échelle laboratoire)	-	Polymères cationiques de charge moyenne à élevée; 2 mg/L	n.d.	n.d.	70-85	Ødegaard et al. (2000)
Décantation lestée (Actiflo®) (échelle pilote)	Sulfate d'aluminium ou chlorure ferrique; 0,3 mmol Al/L ou 0,1 mmol Fe/L	Polymère anionique; 0,6 mg/L	110-150	≤ 5	~95	Ødegaard et al. (2010)
Flottation à air dissous (échelle réelle)	n.d.*	n.d.	282	12	96	Ødegaard et al. (2010)
Flottation à air dissous (échelle laboratoire)	FeCl <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ; 0,2 mmol Fe/L	Polymères cationiques de charge faible à moyenne; 3 mg/L	98-187	16-46	72-89	Melin et al. (2002)
Flottation à air dissous (échelle laboratoire)	FeCl <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ; 0,2 mmol Fe/L	Polymères cationiques de charge élevée; 3 mg/L	53-163	6-21	79-91	Melin et al. (2002)
Flottation à air dissous (échelle pilote)	0,07-0,23 mmol Fe/L	Polymère cationique; 0,6-2,0 mg/L	~250	< 35	~85	Helness et al. (2005)

\*n.d. : non disponible

## CHAPITRE 3 MÉTHODOLOGIE

Des essais préliminaires (phase I) ont été effectués sur l'effluent du MBBR à échelle réelle de la StaRRE de Mascouche/Terrebonne situé à la sortie du premier bassin aéré de la station (Figure 3-1). Les essais ont consisté à caractériser la distribution de taille des particules (DTP) à l'effluent du MBBR et à caractériser le procédé de flottation améliorée.

Les essais de la phase II ont été effectués sur l'effluent des MBBR alimentés en eaux usées synthétiques solubles ou réelles à échelle laboratoire afin de déterminer l'effet des conditions d'opération (*operating conditions; OC*) (TRH, TCO, température et garnissage) sur la DTP et sur l'efficacité de la flottation améliorée. Une comparaison de la performance de coagulants et de polymères non biodégradables et biosourcés a été effectuée.

Les essais de la phase III ont été effectués sur les eaux usées brutes après dégrillage de la StaRRE de Repentigny (Figure 3-2) afin de comparer l'efficacité de divers procédés de séparation, soient la décantation classique, la décantation lestée, la flottation à air dissous et la flottation améliorée (Ville de Repentigny, 2015).

Les procédés de séparation physico-chimique ont été adaptés à l'échelle laboratoire par l'entremise de tests de flocculation en bêcher (TFB). Le Tableau 3-1 présente un résumé des phases d'expérimentations et les sections correspondantes dans ce mémoire. Une description des échantillons utilisés, des méthodes d'analyse et des conditions d'opération des MBBR et des TFB est présentée ci-dessous.

Tableau 3-1. Résumé des essais et des objectifs spécifiques correspondants.

Phase d'essais	Description des essais	Objectifs spécifiques (Chapitre 1)	Sections dans ce mémoire			
<i>I. Essais préliminaires MBBR StaRRE Mascouche/Terrebonne</i>						
i.	▪ Analyse de la fraction particulaire des boues biologiques ( $X_{DCO}$ , $X_{MES}$ , DTP)	n°1	5.1.1			
ii.	▪ Effet charge ionique polymère sur performance flottation améliorée	n°3	5.1.1			
iii.	▪ Comparaison préliminaire décantation classique et flottation améliorée	n°4	5.1.1			
<i>II. Essais MBBR échelle laboratoire</i>						
i.	▪ Analyse de la fraction particulaire des boues biologiques ( $X_{DCO}$ , $X_{MES}$ , DTP)	n°1	4.3.1 et 5.1.2			
ii.	▪ Effet du TRH et TCO sur DTP effluent MBBR ▪ Effet du TRH, TCO, température, degré de remplissage du MBBR sur efficacité de la flottation améliorée	n°1 et 2	4.3.1, 4.3.2 et 5.1.2			
iii.	▪ Comparaison de l'efficacité et de la production de boues de réactifs biosourcés et non biodégradables	n°3	5.1.2			
<i>III. Essais eaux usées brutes StarRE Repentigny</i>						
i.	▪ Performance décantation lestée et étude des paramètres ayant une influence	n°5	5.2.2			
ii.	▪ Performance flottation à air dissous et étude des paramètres ayant une influence	n°5	5.2.2			
iii.	▪ Comparaison performance de la décantation classique et lestée et flottation à air dissous et améliorée	n°4	5.2.2			
<b>Échéancier</b>						
Phase	Année 2013		Année 2014			Année 2015
	Été	Automne	Hiver	Été	Automne	Hiver
I						
II						
III						

### 3.1 MBBR à échelle réelle StaRRE Mascouche/Terrebonne

Le plan de la StaRRE de Mascouche/Terrebonne et le point d'échantillonnage de l'effluent du MBBR sont présentés à la Figure 3-1. Le MBBR est garni d'environ 65% v/v de supports mobiles de polyéthylène K3 (AnoxKaldnes™, Veolia Water Technologies Canada Inc.) à un TRH d'environ 3,6 heures.

Lors d'une campagne d'échantillonnage, de 20 à 30 L d'effluent ont été prélevés et entreposés à 4°C au maximum 10 jours avant de réaliser les TFB.

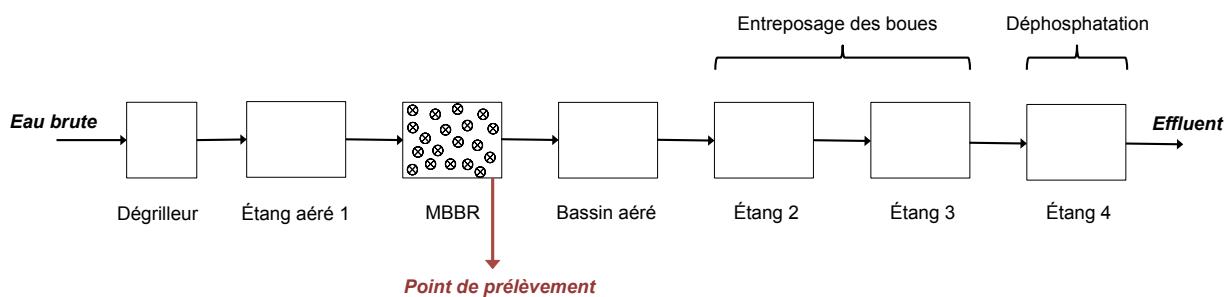


Figure 3-1. Chaîne de traitement de la StaRRE de Mascouche/Terrebonne. Image modifiée avec permission de « Microtamisage de l'effluent d'un bioréacteur à lit mobile (MBBR) » par Meziani (2013), p. 25.

### 3.2 MBBR à échelle laboratoire

Des MBBR de 1 L en verre ont été opérés en parallèle et alimentés soit par un affluent synthétique soluble ou un affluent réel. Le garnissage sélectionné est du K3 ou du K5 (AnoxKaldnes™, Veolia Water Technologies Canada Inc.), ayant une densité relative de 0,96 et des surfaces spécifiques de 500 et 800 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, respectivement (MDDELCC, 2011a, 2011b). L'aération a permis d'assurer le mélange et a été conservée à 1,5 Lpm, comprenant une fraction d'air recyclé de 1,0 Lpm provenant d'une ligne de recirculation à partir du *headspace* des réacteurs et une fraction d'air frais pré-humidifié de 0,5 Lpm. Un circulateur (Programmable Circulator 9712, PolyScience, USA) connecté à une double paroi au pourtour des MBBR a permis de contrôler leur température interne.

### 3.2.1 Affluent synthétique

L'utilisation d'un affluent synthétique soluble a permis de quantifier la biotransformation de la matière organique colloïdale et soluble en matière particulaire dans le réacteur. L'affluent synthétique était typique des eaux usées domestiques moyennement à fortement chargées sans matière particulaire ayant un ratio DCO/N/P d'environ 100/12/2, une concentration en demande chimique en oxygène (DCO) de 160 mg/L et une alcalinité de 150 mg CaCO<sub>3</sub>/L (Metcalf et Eddy Inc., 2014). Le degré de remplissage des MBBR était de 50% v/v de K5, mais des essais supplémentaires ont été effectués à 38% v/v de K5 et 60% v/v de K3 (AnoxKaldnes<sup>TM</sup>, Veolia Water Technologies Canada Inc.). La température des MBBR a été maintenue soit à 10 ou 20°C selon les conditions d'opération (Tableau 3-2). Le TRH et le TCO ont été variés simultanément de 6 à 54 minutes et de 4 à 34 kg DCO m<sup>-3</sup> réacteur d<sup>-1</sup> (Tableau 3-2).

Tableau 3-2. Description des sept conditions d'opération (OC) des MBBR à échelle laboratoire avec une alimentation synthétique. Tableau modifié avec permission de « Biocapture de la matière soluble biodégradable dans un MBBR à forte charge » par Emile (communication personnelle, août 2014), p. 19.

OC	TRH		TCO		Température	Garnissage
	Attendu	Mesuré	Attendu	Mesuré		
	min		kg DCO m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup>			
OC1	7	5,8 ± 0,2	34	34 ± 2	20	50; K5
OC2	10	9 ± 1	24	24 ± 1	20	50; K5
OC2_K3	10	11 ± 2	24	23 ± 1	20	60; K3
OC3_10°C	15	13,5 ± 0,1	16	13,11 ± 0,01	10	50; K5
OC3_20°C	15	13 ± 1	16	15,6 ± 0,5	20	50; K5
OC4_10°C	25	23 ± 1	10	7,85 ± 0,02	10	50; K5
OC4_20°C	25	22 ± 1	10	9,6 ± 0,3	20	50; K5
OC5	30	27 ± 3	8	7,2 ± 0,1	20	50; K5
OC6	40	37 ± 1	6	6,1 ± 0,1	20	50; K5
OC6_38%	40	39 ± 3	6	5,9 ± 0,2	20	38; K5
OC7	60	53,7 ± 0,8	4	4,1 ± 0,1	20	50; K5

### 3.2.2 Affluent réel

Un MBBR à échelle laboratoire a été alimenté avec un affluent réel. L'alimentation a consisté en les eaux usées brutes après dégrillage de la StaRRE de Repentigny (Figure 3-2). Afin de réduire la quantité de matière particulaire dans l'alimentation, les eaux usées brutes ont été décantées pendant 3 heures et le surnageant a servi à alimenter le réacteur. Le degré de remplissage du

MBBR était de 38% v/v de K3 (AnoxKaldnes<sup>TM</sup>, Veolia Water Technologies Canada Inc.). La température du MBBR a été maintenue à 20°C. Le TRH a varié entre 34 et 41 minutes et le TCO entre 10 et 13 kg DCO m<sup>-3</sup> réacteur d<sup>-1</sup>.

L'effluent des MBBR à échelle laboratoire a été prélevé en faisant écouler l'eau par gravité dans un baril de 30 L. La période d'échantillonnage a varié de 2 à 10 heures selon la quantité d'effluent requis pour les essais, qui a varié de 2 à 28 L. Les échantillons prélevés ont été utilisés la journée même ou le lendemain afin de s'assurer qu'ils soient le plus frais possible et ont été stockés à 4°C si les essais n'étaient pas immédiats.

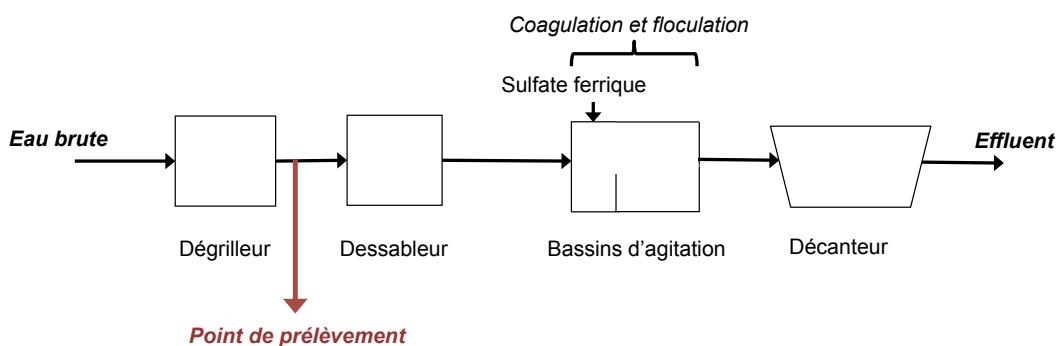


Figure 3-2. Chaîne de traitement de la StaRRE de Repentigny.

### 3.3 Eaux usées brutes StaRRE Repentigny

Des TFB ont été réalisés sur les eaux usées brutes après dégrillage de la StaRRE de Repentigny. Le plan de la StaRRE et le point d'échantillonnage à la sortie du dégrilleur ont été présentés à la Figure 3-2. Lors d'une campagne d'échantillonnage, de 20 à 40 L d'eaux brutes ont été prélevées et entreposées à 4°C au maximum 20 jours (sauf pour un essai à 31 jours d'entreposage) avant de réaliser les TFB. La StaRRE de Repentigny est alimentée, entre autres, par les boues extraites des décanteurs de l'usine de traitement d'eau potable de Repentigny qui utilise du sulfate ferrique comme coagulant (Asselin, communication personnelle, 9 septembre 2015). Des mesures de fer dans les eaux usées brutes ont été réalisées afin de vérifier la présence de fer.

### 3.4 Caractérisation des échantillons

Afin de caractériser l'effluent des MBBR et les eaux usées brutes et de déterminer l'efficacité des procédés de séparation physico-chimique étudiés, la DCO, les matières, l'azote, le phosphore, le pH, l'alcalinité et la distribution de taille des particules (DTP) ont été mesurés. Les méthodes d'analyse sont détaillées au Tableau A1-1 à l'Annexe 1. Le fer dans les eaux usées brutes a été mesuré par absorption atomique après digestion à l'acide nitrique et chlorhydrique (Tableau A1-1; Annexe 1). Le fractionnement de la DCO utilisé pour ce projet est présenté à la Figure 3-3. La matière colloïdale est divisée en deux fractions  $C_1$  et  $C_2$ , respectivement entre 0,04 et 0,45 µm et entre 0,45 et 1,2 µm. Tout au long de cet ouvrage, la fraction  $C_{1,DCO}$  est simplement nommée  $C_{DCO}$  et la fraction  $X_{C_{2,DCO}}$  est simplement nommée  $X_{DCO}$ .

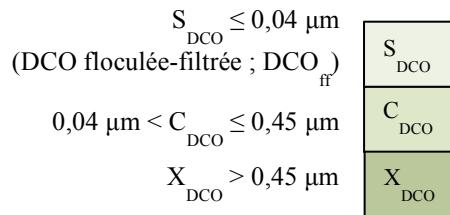


Figure 3-3. Fractionnement simplifié de la DCO adopté pour ce projet.

La DTP a été mesurée par granulométrie laser à l'aide de l'appareil Mastersizer 3000 (Malvern Instruments Ltd., GBR). L'appareil envoie des rayons laser rouges (633 nm) et bleus (470 nm) vers une cellule de mesure contenant les particules d'un échantillon dispersées au préalable dans un milieu sec ou liquide (Figure 3-4). Pour une dispersion liquide dans l'unité Hydro EV (Figure 3-4), l'échantillon est ajouté dans un liquide dispersant. Les lentilles et les miroirs se trouvant dans l'unité optique permettent de faire converger les rayons laser vers la cellule de mesure. Des détecteurs placés à divers angles mesurent l'intensité du faisceau diffracté sur les particules, ce qui fournit une indication de la DTP d'un échantillon. Le fonctionnement de l'appareil se base sur la théorie de Mie qui stipule que l'angle de diffraction varie inversement avec la taille des particules. L'appareil offre la possibilité de choisir l'approximation de Fraunhofer qui pose que les particules sont opaques et absorbent entièrement la lumière. Cette approximation est dans bien des cas incorrecte, spécialement pour des particules de diamètre inférieur à 50  $\mu\text{m}$  (Malvern Instruments Ltd., 2011, 2012, 2015).

L'appareil fournit comme renseignement le diamètre équivalent des particules, c'est-à-dire le diamètre d'une particule sphérique fictive ayant le même volume qu'une particule non sphérique de l'échantillon. Les résultats sont sous forme de distributions volumiques (DTP-v) des pourcentages de particules ayant un diamètre donné et des percentiles  $D_{v10}$ ,  $D_{v50}$  (médiane de la DTP-v) et  $D_{v90}$  qui représentent le diamètre pour lequel 10, 50 et 90% du volume cumulatif de la DTP-v est inférieur. Les résultats peuvent être également exprimés en distribution du nombre de particules (DTP-n) avec la médiane correspondante,  $D_{n50}$  (Malvern Instruments Ltd., 2011, 2012).

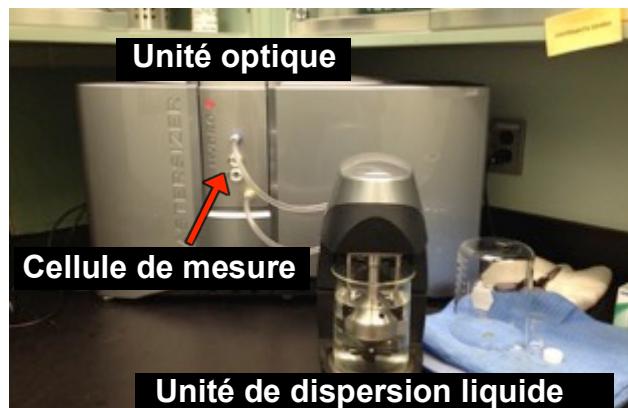


Figure 3-4. Photo du Mastersizer 3000 (Malvern Instruments Ltd., GBR) avec l'unité de dispersion liquide Hydro EV.

Parmi les paramètres clés pour favoriser une meilleure reproductibilité des essais de DTP se trouvent, la sélection adéquate d'un milieu dispersant (stable, avec un indice de réfraction distinct des particules de l'échantillon, etc.), de la vitesse d'agitation, de l'indice de réfraction des particules de l'échantillon et du type de particules, l'obscurcation dans la cellule de mesure, etc. Suffisamment d'échantillon doit être acheminé vers la cellule de mesure afin d'avoir un signal statistiquement plus élevé que le bruit de fond. En contrepartie, trop d'échantillon peut fausser les résultats car le faisceau laser risque de se diffracter sur plusieurs particules, alors que l'appareil analyse le comportement du faisceau en supposant qu'il a été diffracté une seule fois (Malvern Instruments Ltd., 2013).

Le type de dispersion sélectionné pour ce projet est liquide et le milieu de dispersion est de l'eau distillée. Suite à des essais méthodologiques (Annexe 3), l'indice de réfraction a été posé égal à 1,5 pour tous les échantillons. La vitesse d'agitation a été maintenue à 1000 rpm afin d'assurer une dispersion suffisante des particules des échantillons, qui ont été considérées non sphériques, et une force de cisaillement pas trop élevée. Des réplicats d'analyse et d'expérimentation ont été réalisés : 15 mesures ont été effectuées sur un même échantillon et ceci a été répété pour plusieurs échantillons.

### 3.5 Conditions d'opération des TFB

Les TFB ont été réalisés sur des échantillons de 2 L à température pièce ( $22 \pm 1^\circ\text{C}$ ) avec un banc d'essai ayant six agitateurs parallèles (PB-900<sup>TM</sup> Programmable Jartester, Phipps & Bird, USA) (Figure 3-5). Les bêchers utilisés sont des B-KER<sup>2</sup> (Phipps & Bird, USA) de 2 L avec une valve située à une hauteur de 42 mm (ou 105 mm en dessous du niveau de l'eau à 2 L de remplissage) pour les prélèvements des sous- et surnageants clarifiés. Les différents procédés de séparation étudiés ont été adaptés à l'échelle laboratoire par des TFB sur un tel un banc d'essai. À l'exception de la flottation à air dissous pour laquelle seules les étapes de coagulation et de flocculation se sont déroulées sur un banc d'essai et l'étape de flottation s'est déroulée dans une colonne de flottation. Deux types de flottation à air dissous ont été étudiés, pressurisation directe (FFP; Figure 3-6A) et pressurisation indirecte d'une fraction de l'effluent clarifié (RFP; Figure 3-6B) avec un montage respectif.



Figure 3-5. Banc d'essai PB-900<sup>TM</sup> Programmable Jartester (Phipps & Bird, USA) utilisé pour les TFB.

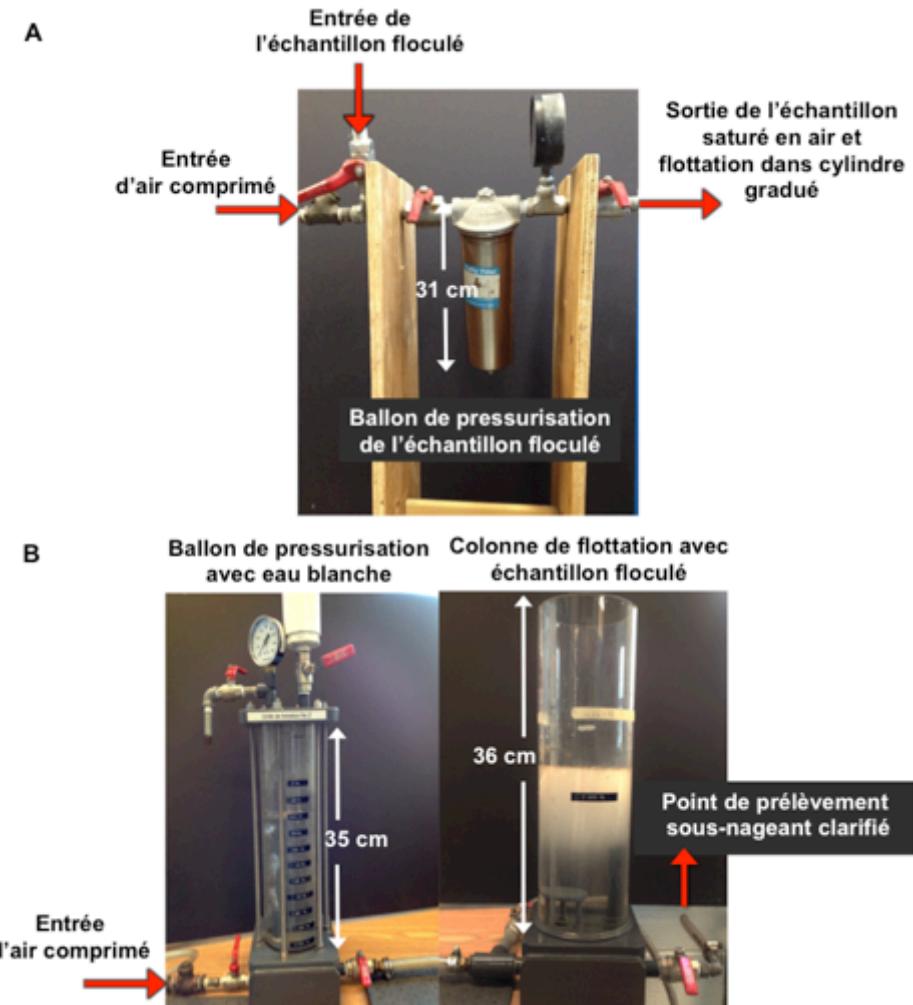


Figure 3-6. Montages de flottation à air dissous de type A) pressurisation directe (FFP) et B) pressurisation indirecte (RFP; réalisé par l'équipe du département d'assainissement de l'eau et d'environnement du cégep de Saint-Laurent).

### 3.5.1 Réactifs et dosages

#### Coagulants et polymères

L'efficacité de coagulants d'aluminium et de fer et de polymères synthétiques Superfloc® (Kemira Water Solutions, FIN) et Hydrex™ (Veolia Water Technologies Canada Inc.) a été comparée à celle de coagulant et de polymère biosourcés. Les polymères synthétiques utilisés sont des polyacrylamides (PAM) ayant des poids moléculaires (MW) élevés et des charges anioniques ou cationiques faibles.

Le produit Hydrex 3818, utilisé comme coagulant biosourcé, est fabriqué à partir du tanin qui a subi une cationisation. Le produit Hydrex 3842, utilisé comme polymère biosourcé, est fabriqué à partir de l'amidon de pomme de terre, est légèrement anionique et possède un MW moyennement élevé. Les réactifs et les plages de dosages sont présentés au Tableau 3-3.

Les coagulants sont sous forme liquide alors que les polymères sont sous forme de poudre et doivent être mis en solution avant utilisation. Les dosages ( $D$ ) de coagulant d'aluminium et de fer sont exprimés en mmol de métal (Me)/L et les volumes à injecter ( $V$ ) se calculent selon l'équation qui suit.

Par exemple pour le sulfate d'aluminium (alun) :

$$V (\mu\text{L}) = \frac{D_{\text{alun}} (\text{mmol Al/L}) \times M_{\text{Al}} (\text{mg Al/mmol Al}) \times V_{\text{échantillon}} (\text{L}) \times \frac{1000 \mu\text{L}}{1 \text{mL}}}{C_{\text{Al}} (\text{g Al/g solution}) \times \rho (\text{g/mL}) \times \frac{1000 \text{ mg}}{1 \text{ g}}} \quad (12)$$

et

$$\text{Et } C_{\text{Al}} (\text{g Al/g solution}) = \frac{\frac{\% \text{m}}{\text{m}} \text{ Al}}{100} \quad (13)$$

Avec  $M_{\text{Al}}$ ,  $C_{\text{Al}}$ ,  $\rho$  et  $V_{\text{échantillon}}$  la masse molaire de l'aluminium, la concentration en aluminium dans la solution commerciale de coagulant (donnée par le fournisseur), la densité de la solution commerciale de coagulant (donnée également par le fournisseur) et le volume d'échantillon à traiter. Le calcul pour le coagulant biosourcé Hydrex 3818 est analogue, hormis que le dosage est exprimé en mg tanin/L. Puisque la masse molaire de l'aluminium est environ la moitié de celle du fer, il importe de travailler en termes d'équivalents d'aluminium et de fer pour obtenir le même nombre d'atomes.

Par exemple, une dose de 0,185 mmol Al/L ou 5 mg Al/L :

$$\frac{5 \text{ mg Al/L}}{27 \text{ mg Al/mmol}} = 0,185 \text{ mmol Al/L}$$

$$\frac{0,185 \text{ mmol Al/L}}{3} = 0,062 \text{ meq Al/L}$$

$$0,062 \text{ meq Al/L} = 0,062 \text{ meq Fe/L}$$

$$0,062 \text{ meq Fe/L} \times 3 = 0,185 \text{ mmol Fe/L}$$

$$0,185 \text{ mmol Fe/L} \times 56 \text{ mg Fe/mmol} = 10,4 \text{ mg Fe/L}$$

correspond à 10,4 mg Fe/L.

Des solutions mères de 1 g polymère/L sont préparées à chaque journée en faisant dissoudre complètement la poudre de polymère dans de l'eau distillée (soit au moins 1 heure d'agitation). Le volume de polymère à injecter ( $V$ ) selon le dosage ( $D$ ) souhaité en mg polymère/L se calcule comme suit :

$$V (\text{mL}) = \frac{D (\text{mg polymère/L}) \times V_{\text{échantillon}} (\text{L}) \times \frac{1000 \text{ mL}}{1 \text{ L}}}{C_{\text{solution}} (\text{g/L}) \times \frac{1000 \text{ mg}}{1 \text{ g}}} \quad (14)$$

avec  $C_{\text{solution}}$  la concentration de la solution mère de polymère, soit 1 g/L.

L'analyseur de charge électrocinétique, Chemtrac® ECA 2100 (Chemtrac Inc., USA), permet de déterminer le dosage optimal de coagulant. Son fonctionnement se base sur le modèle de la double couche des particules colloïdales (section 2.1.2) : une couche composée d'ions positifs solidement attachés est séparée d'une couche diffuse composée d'ions faiblement attachés à la particule colloïdale par un plan de cisaillement. Les ions de la couche diffuse sont aisément détachés du colloïde en exerçant une force de cisaillement. L'analyseur applique une force de cisaillement sur les particules colloïdales en induisant un mouvement dans l'eau par déplacement d'un piston et mesure le courant résultant du déplacement des ions positifs de la couche diffuse, le *streaming current value* (SCV), ce qui donne une indication du potentiel zéta ( $\zeta$ ) (Chemtrac Inc., 2000).

La compression de la double couche suivant l'ajout graduel d'un coagulant cationique à une suspension colloïdale cause une réduction en valeur absolue du potentiel zéta, et par le fait même du SCV, jusqu'à atteindre le point isoélectrique où  $\zeta = \text{SCV} = 0$  (Chemtrac Inc., 2000).

La sensibilité de l'appareil a été ajustée à *Low* et l'amplification du SCV *Gain* à 5x, c'est-à-dire que le SCV est multiplié par 5, permettant de raffiner le dosage autour du point isoélectrique pour trouver un dosage optimal précis (Chemtrac Inc., 2000). Les analyses au Chemtrac® ECA 2100 ont été effectuées sur 226 mL d'eaux usées préalablement tamisées à 160 µm pour enlever les

matières fibreuses et les particules grossières pouvant endommager l'appareil. Ces particules grossières ne contribueraient qu'à environ 5% de la charge totale d'un échantillon, ce qui justifie de les enlever (Chemtrac Inc., 2000).

### Média des procédés de séparation

L'agent lestant utilisé pour la décantation lestée est le microsable de silice (Figure 3-7). Son diamètre moyen, tel que donné par le fournisseur, est de 85 µm. Le microsable a été conditionné avant utilisation en le rinçant à l'eau distillée jusqu'à temps que le surnageant reste transparent et a été séché à 105°C toute la nuit et entreposé au dessicateur.

L'eau du robinet (eau blanche) a été utilisée en guise d'eau clarifiée pour la flottation à air dissous à pressurisation indirecte (RFP).

Les média de la flottation améliorée sont des billes sphériques de thermoplastique expansé de diamètre moyen 40 µm et de densité 24 kg/m<sup>3</sup> (Figure 3-8).

Les média et les plages de dosages des procédés de séparation sont présentés au Tableau 3-3.

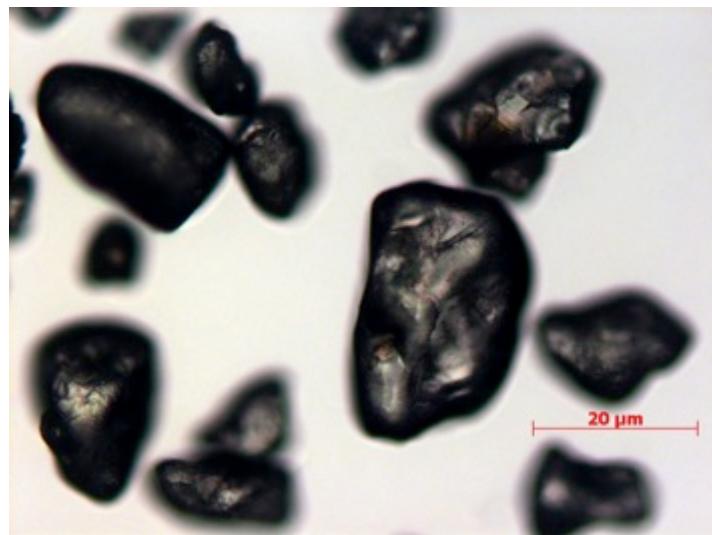


Figure 3-7. Image prise avec le microscope Axioskop 40 (Carl Zeiss, DEU) du microsable de silice après conditionnement.

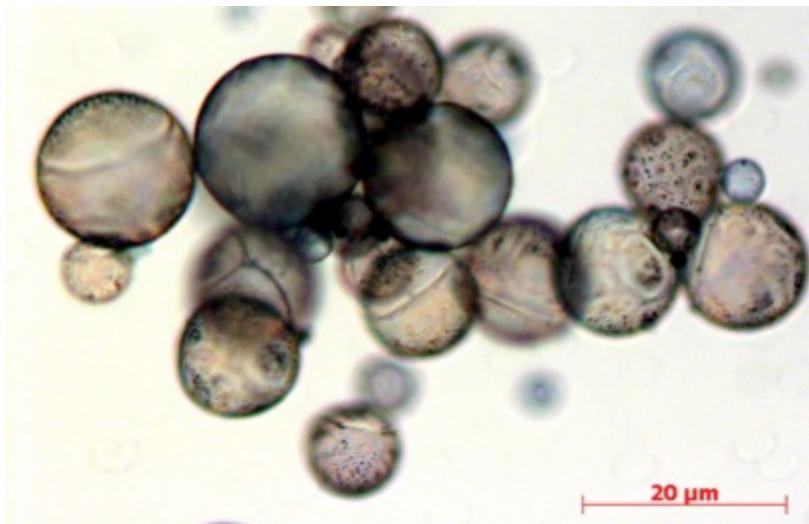


Figure 3-8. Image prise avec le microscope Axioskop 40 (Carl Zeiss, DEU) des billes de flottation.

### 3.5.2 Procédures des TFB

Les procédures des TFB pour la décantation classique et lestée, la flottation à air dissous et améliorée sont présentées à la Figure 3-9. La procédure utilisée pour la décantation classique est conventionnelle en commençant par une agitation rapide pour la coagulation, suivie d'une agitation lente pour la maturation des flocs.

La procédure de décantation lestée se déroule à une vitesse constante (150 rpm) mais suffisante pour que le microsable soit maintenu en suspension. L'injection des réactifs est effectuée à deux moments : 1) la première injection de coagulant et de polymère permet de débuter la formation des flocs et 2) la seconde injection de polymère permet de favoriser l'adhésion des flocs au microsable (Jarvis et al., 2011).

La procédure de flottation à air dissous débute par une coagulation et une flocculation conventionnelles, identiques à la décantation classique. Pour la flottation à pressurisation directe, l'échantillon floculé est transféré dans un ballon de pressurisation (Figure 3-6A) pour être pressurisé et saturé en air pendant 3 minutes. L'échantillon saturé en air est transféré dans un cylindre gradué pour la phase de flottation. Le sous-nageant clarifié est prélevé à l'aide d'une seringue. Pour la flottation à pressurisation indirecte, en parallèle à l'étape de la flocculation, de l'eau du robinet est pressurisée et saturée en air dans un ballon de pressurisation pendant 3

minutes (Figure 3-6B) avant d'être injectée dans la colonne de flottation contenant l'échantillon floculé. Le temps de pressurisation et d'injection d'air dans l'échantillon ou dans l'eau du robinet permet à l'air de bien se mélanger et se dissoudre (Wang et al., 2005; Metcalf et Eddy Inc., 2014).

La procédure de flottation améliorée débute par une agitation rapide pour la coagulation, suivie d'une agitation encore plus intense pour favoriser la dispersion du polymère et des billes de flottation et les collisions avec les particules.

Les pâles des agitateurs ont été retirées des bêchers carrés de 2 L au début des étapes de décantation ou de flottation afin de minimiser les risques de perturber l'hydraulique lors de la chute ou de l'ascension des flocs. De plus, une partie du sous- ou surnageant clarifié est purgé avant le prélèvement final pour enlever les particules qui ont pu se loger dans la valve des bêchers.

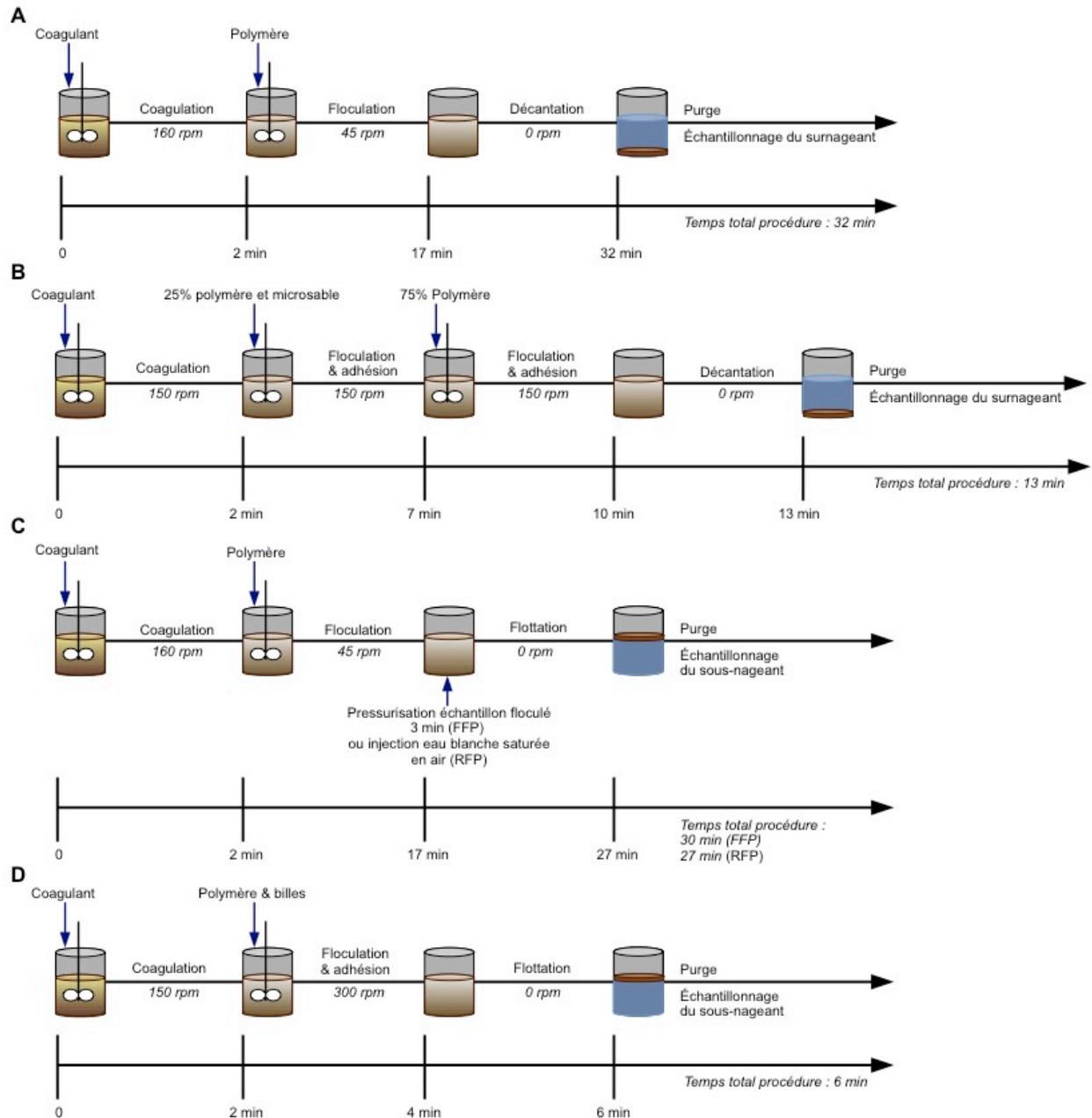


Figure 3-9. Procédures des TFB pour A) la décantation classique, B) la décantation lestée, C) la flottation à air dissous et D) la flottation améliorée.

## 3.6 Validation des résultats

### 3.6.1 Stabilité des réacteurs MBBR

Les TFB sur l'effluent des MBBR à échelle laboratoire ont été effectués lorsque les réacteurs étaient à quasi-stabilité afin d'assurer une constance dans les essais de plusieurs journées. En situation de colmatage des supports mobiles, d'instabilité ou de problèmes à l'alimentation, les TFB ont été reportés ou les résultats ont été rejettés. Afin de permettre au biofilm de s'adapter lors des changements de conditions d'opération, une période d'adaptation et de stabilisation allant de 1 à 2 semaines a été allouée avant de débuter les essais de TFB.

### 3.6.2 Validité des analyses

L'exactitude des résultats des analyses de DCO, d'azote, de phosphore et de pH a été vérifiée par l'entremise de solutions étalons qui ont été préparées et analysées de la même manière que les échantillons. L'exactitude de l'analyse a été confirmée si la valeur obtenue pour l'étalon était dans la plage acceptée par *Standard Methods* (SM) (APHA et al., 2012). La préparation de témoins négatifs à base d'eau Milli-Q et contenant la même matrice que les échantillons pour les analyses mentionnées ci-dessus, à l'exception du pH, a permis de mesurer le bruit de fond et d'appliquer une correction sur les échantillons (APHA et al., 2012; Ferland, 2014).

La précision des résultats a été vérifiée par l'entremise de réplicats d'analyses sur un même échantillon (incluant les réplicats des solutions étalons et des témoins négatifs) si le coefficient de variation était inférieur ou égal à celui recommandé par SM pour une méthode d'analyse donnée (APHA et al., 2012; Ferland, 2014). La précision et l'exactitude des résultats dépendent également des limites de détection des appareils qui ont été respectées.

La reproductibilité des TFB a été vérifiée par l'entremise de réplicats d'expérimentations. Par exemple, un TFB était reproductible si plusieurs essais sur une même eau ou une eau avec essentiellement les mêmes propriétés ont permis d'atteindre les mêmes caractéristiques à l'eau clarifiée.

Lorsque la quantité de particules était suffisante dans les échantillons, le contrôle de la qualité des analyses de MES et de MVES a été effectué en suivant les recommandations de masses minimales et maximales de rétentat sur le filtre après évaporation, soient de 2,5 et 200 mg (APHA et al., 2012; Ferland, 2014).

### 3.6.3 Validité des TFB

Des bilans de masse des MES ont été effectués sur des TFB afin de les valider. L'utilisation de l'équation 3 pour calculer la production de boues ( $P_X$ ) permet d'effectuer un bilan de masse sur les MES des TFB.

$$P_X \text{ (mg MES/L)} = X_{MES,initiales} - X_{MES,finales} + K \cdot D \quad (3)$$

En réarrangeant les termes et en utilisant les masses (M) de MES :

$$\text{Bilan de masse MES (\%)} = \frac{M_{MES,B} + M_{MES,finales}}{M_{MES,initiales} + \text{Génération}} \times 100\% \quad (15)$$

avec  $M_{MES,B}$  la masse de MES dans les boues. Le terme *Génération* représente la production de MES due à l'ajout de réactifs et aux réactions de précipitation. Un critère de fermeture du bilan de 90 à 110% a été posé.

Tableau 3-3. Liste des réactifs, des média des procédés de séparation et des plages de dosages utilisés pour les TFB.

Type de réactif	Nom commercial	Description	Plage de dosage
Coagulant de sel métallique	ALS	Sulfate d'aluminium (alun)	0,0-0,9 mmol Me/L
	ALS-A10	Alun acidifié	
	PASS-10	Sulfate de polyaluminium silicate	
	PAX-18	Chlorure de polyaluminium	
	PAX-XL6	Chlorure de polyaluminium	
	PAX-XL19	Chlorure de polyaluminium	
	ACL-28	Chlorure d'aluminium	
	SAX-23	Aluminate de sodium	
	PASS-4035	Mélange de sulfate d'aluminium et ferrique	
	PIX-312	Sulfate ferrique	
	PIX-111	Chlorure ferrique	
Coagulant biosourcé	Hydrex 3818	À base de tanin	0-33 mg tanin/L
Polymère synthétique	A-100 HMW	Anionique, non-ionique ou cationique	0,00-3,00 mg polymère/L
	A-110		
	A-130		
	C-492		
	N-300		
	Hydrex 3551		
Polymère biosourcé	Hydrex 3842	À base d'amidon de pomme de terre	0-20 mg polymère/L
Médium décantation lestée	Microstable de silice	-	1-25 g sable/L
Médium flottation à air dissous de type RFP	Eau blanche	Eau du robinet	10-30% du volume d'échantillon à traiter
Médium flottation améliorée	Billes	Billes thermoplastique expansé	9-90 mg billes/L

## CHAPITRE 4 ARTICLE 1 : COMPACT SECONDARY TREATMENT TRAIN COMBINING A MOVING BED BIOFILM REACTOR AND ENHANCED FLOTATION

Cet article a été soumis pour publication à la revue *Water Research* le 15 septembre 2015. Cet article englobe l'expérimentation réalisée par Bettina Emile sur la caractérisation de la biotransformation de la matière colloïdale et soluble en matière particulaire dans un MBBR à échelle laboratoire ainsi que les essais du présent travail sur la séparation de la matière particulaire à l'effluent.

Brosseau, Catherine<sup>a\*</sup>, Emile, Bettina<sup>a</sup>, Labelle, Marc-André<sup>a</sup>, Laflamme, Edith<sup>b</sup>, Dold, Peter L.<sup>c</sup> and Comeau, Yves<sup>a</sup>

<sup>a</sup>Department of Civil, Geological and Mining Engineering  
Polytechnique Montreal  
2900, Edouard-Montpetit Boulevard  
Montreal, Quebec, Canada  
H3T 1J4  
catherine.brosseau@polymtl.ca  
bettina.emile@polymtl.ca  
marc-andre.labelle@polymtl.ca  
yves.comeau@polymtl.ca

<sup>b</sup>Veolia Water Technologies Canada Inc.  
4105, Sartelon Street  
Saint-Laurent, Quebec, Canada  
H4S 2B3  
edith.laflamme@veolia.com

<sup>c</sup>EnviroSim Associates Ltd.  
175, Longwood Road South  
Suite 114A  
Hamilton, Ontario, Canada  
L8P 0A1  
dold@envirosim.com

\*Corresponding author

## ABBREVIATIONS

AD	Anaerobic digestion
AS	Activated sludge
BOD	Biochemical oxygen demand
C	Clarified effluent after separation process
CAS	Conventional AS
$C_B$	Colloidal biodegradable COD
$C_{COD}$	Colloidal COD
COD	Chemical oxygen demand
$CS_{COD}$	Colloidal and soluble COD
DAF	Dissolved air flotation
E	MBBR effluent before separation process
EF	Enhanced flotation
$f_{COD}$	Filtered COD
$f_{CV}$	Particulate COD to VSS fraction
$ff_{COD}$	Flocculated-filtered COD
$f_{VT}$	VSS to TSS fraction
HR-MBBR	High-rate MBBR
HRT	Hydraulic retention time
MBBR	Moving bed biofilm reactor
Me	Metal
MW	Molecular weight
$NH_3$	Free ammonia
$NH_4^+$	Ammonium
$NO_2$	Nitrite ( $HNO_2 + NO_2^-$ )
$NO_3$	Nitrate ( $HNO_3 + NO_3^-$ )
OLR	Organic loading rate
PAM	Polyacrylamide
PSD	Particle size distribution
R	Removal efficiency
$S_{Alk}$	Alkalinity
$S_B$	Soluble biodegradable COD

S <sub>COD</sub>	Soluble COD
S <sub>NH4</sub>	Total ammonia (free ammonia plus ammonium)
S <sub>NOx</sub>	Oxidized nitrogen (nitrite plus nitrate)
S <sub>PO4</sub>	Soluble phosphate
SR	Specific removal
TKN	Total Kjeldahl nitrogen
TP	Total phosphorus
TSS	Total suspended solids
v-PSD	Volume PSD
VSS	Volatile suspended solids
WRRF	Water resource recovery facility
WWTP	Wastewater treatment plant
X <sub>B</sub>	Particulate biodegradable COD
X <sub>COD</sub>	Particulate COD
X <sub>TSS</sub>	Concentration of TSS
X <sub>VSS</sub>	Concentration of VSS

## ABSTRACT

High-rate wastewater processes are receiving a renewed interest to obtain energy positive/efficient water resource recovery facilities. An innovative treatment train combining an high-rate moving bed biofilm reactor (HR-MBBR) with an enhanced flotation process was studied. The two objectives of this work were 1) to maximize the conversion of colloidal and soluble organics to particulate matter in an HR-MBBR and 2) to maximize the particulate matter recovery from the HR-MBBR effluent by *green* chemicals in order to enhance biogas production by anaerobic digestion. To achieve these objectives, lab-scale MBBRs fed with synthetic soluble wastewater were operated at organic loading rate (OLR) of 4 to 34 kg COD m<sup>-3</sup> reactor d<sup>-1</sup> corresponding to hydraulic retention time (HRT) of 6 to 54 minutes.

Colloidal and soluble chemical oxygen demand (COD) removal efficiency in the HR-MBBR increased with HRT to reach a plateau of 85% at an HRT longer than 27 minutes. Carrier clogging observed at an OLR higher than 16 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> (HRT < 13 minutes) resulted in about 23% loss in colloidal and soluble COD removal efficiency. Thus, the recommended parameters were between 22 and 37 minutes and between 6 to 10 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> for HRT and OLR respectively to maximize the conversion of soluble organics to particulate matter.

Total suspended solids (TSS) recovery of 58 to 85% and 90 to 97% were achieved by enhanced flotation using *green* and unbiodegradable chemicals respectively, corresponding to TSS effluent concentration below 14 and 7 mg TSS/L. Among the synthetic polymers tested, a high molecular weight and low charge density cationic polyacrylamide was found to give the best results with less than 2 mg TSS/L in the clarified effluent (97% TSS recovery). *Green* chemicals, although performing slightly less for solids separation than unbiodegradable chemicals, have achieved a mean TSS concentration of 10 ± 3 mg/L in the clarified effluent.

## KEYWORDS

moving bed biofilm reactor; innovative separation process; enhanced flotation; green coagulant; green polymer; high-rate process

## 4.1 Introduction

Wastewater treatment plants (WWTPs) are now renamed water resource recovery facilities (WRRFs) to reflect the new processes requirements to recover organic matter, nutrients, other compounds and energy. High-rate (HR) wastewater processes are receiving a renewed interest for their potential to obtain energy positive/efficient WRRFs. They are most often associated to the activated sludge (AS) process operated at high food to microorganism ratio, short hydraulic retention time (HRT) and aeration time (Tilley, 2011; Nogaj *et al.*, 2015).

The advantages of the moving bed biofilm reactor (MBBR) over the conventional activated sludge process (CAS) are to reduce footprint and eliminate sludge recirculation (Ødegaard, 2000). A relatively high sludge age and consequently biomass specialization can be achieved in biofilm reactors even in the absence of sludge recirculation. The MBBR can be used as primary, secondary and tertiary treatment, under aerobic, anoxic and anaerobic conditions, depending on the treatment objectives (Ødegaard, 2000). The MBBR can easily be retrofitted in existing WRRFs due to its compactness when compared to conventional technologies (McQuarrie and Boltz, 2011).

Biomass grown in HR processes transforms the rapidly biodegradable chemical oxygen demand (COD) that is soluble ( $S_B$ ) and colloidal ( $C_B$ ) into heterotrophic biomass ( $X_{OHO}$ ), leaving the particulate fraction ( $X_B$ ) practically unchanged.



The MBBR HRT typically ranges from 30 to 90 minutes and is kept low partly to prevent  $X_B$  hydrolysis, which complicates its downstream recovery. Hence, under low HRT and high-rate conditions, the influent particulate fraction of COD can be neglected for design purposes (Ødegaard, 1999; Ødegaard *et al.*, 2000). The capture of the rapidly biodegradable COD combined with the minimization of  $X_B$  hydrolysis and its capture allows the maximizing of biogas production by anaerobic digestion (AD).

Biomass grown under high-rate conditions is known for its poor settleability due the generation of un-flocculated biomass and pin flocs, which is often reported for MBBR effluent solids by wide volume particle size distributions (v-PSDs) (Ødegaard *et al.*, 2000; Melin *et al.*, 2005; Åhl *et al.*, 2006; Ødegaard *et al.*, 2010; McQuarrie and Boltz, 2011; Karizmeh, 2012). Thus, when the

MBBR is in a secondary treatment configuration, an efficient solids separation process combined with appropriate coagulating agents is required downstream to recover the effluent solids (Ødegaard *et al.*, 2010; Ivanovic and Leiknes, 2012). Dissolved air flotation (DAF) and conventional settling are among the most frequently used separation processes for MBBR effluents. They are often combined with metallic based coagulants (Ødegaard, 2000; Ødegaard *et al.*, 2010; Ivanovic and Leiknes, 2012).

Innovative separation processes are needed to reduce energy costs, footprint, unbiodegradable chemicals addition and to promote the use of natural based or *green* chemicals, such as tannins and starches. In this perspective, there is an increasing interest in organic *green* chemicals and previous experiments have revealed their high performance in municipal and industrial wastewater treatment along with their biodegradability potential (Özacar and Şengil, 2003a; Omar *et al.*, 2008; Beltrán-Heredia and Sánchez-Martín, 2009; Beltrán-Heredia *et al.*, 2010; Sánchez-Martín *et al.*, 2010a; Beltrán-Heredia *et al.*, 2011; Fatehah *et al.*, 2013; Lapointe and Barbeau, 2015). More precisely, the potential of capturing the COD in the effluent of a high-rate MBBR (HR-MBBR) with a *green* coagulant was demonstrated (Schubert *et al.*, 2013).

The enhanced flotation process is an alternative to the conventional DAF process. This process uses low-density beads instead of air as flotation medium and works without the energy consuming air pressurization system of a conventional DAF. The high natural organic matter and total suspended solids (TSS) recovery efficiency of a similar enhanced flotation process treating water from a drinking water treatment plant and sewer overflows was demonstrated by Jarvis *et al.* (2011) and Stanley and Evans (1977). The efficiency of enhanced flotation for the recovery of particulate matter in the effluent of an HR-MBBR remains unknown.

The aim of this paper was to determine the efficiency of an innovative secondary treatment process train for achieving high-energy efficiency and low carbon footprint. This process train can be used for designing or retrofitting existent WRRFs. An MBBR operated at high-rate conditions for biotransformation of colloidal and soluble chemical oxygen demand ( $CS_{COD}$ ) into particulate organics is followed by a chemically enhanced solids separation process for maximum recovery of biodegradable organics convertible into biogas by anaerobic digestion.

The two specific objectives of this project were to:

1. determine the optimal MBBR HRT and organic loading rate (OLR) to maximize  $CS_{COD}$  biotransformation, and
2. determine the efficiency of the innovative enhanced flotation process combined with *green* chemicals to achieve a severe target TSS concentration of 10 mg/L or less.

## 4.2 Methods

### 4.2.1 Synthetic feed

Two 1 L lab-scale MBBRs operated in parallel were fed with synthetic soluble influent (Figure 4-1). The concentrated feed of 10 g COD/L was prepared every four days, autoclaved (121°C and 2 bar for 15 minutes) and kept at 4°C. The concentrated solution was based on a recipe adapted from OECD (1976) to obtain a typical C/N/P ratio of 100/12/2 for a medium to high strength domestic wastewater (Metcalf and Eddy Inc., 2014).

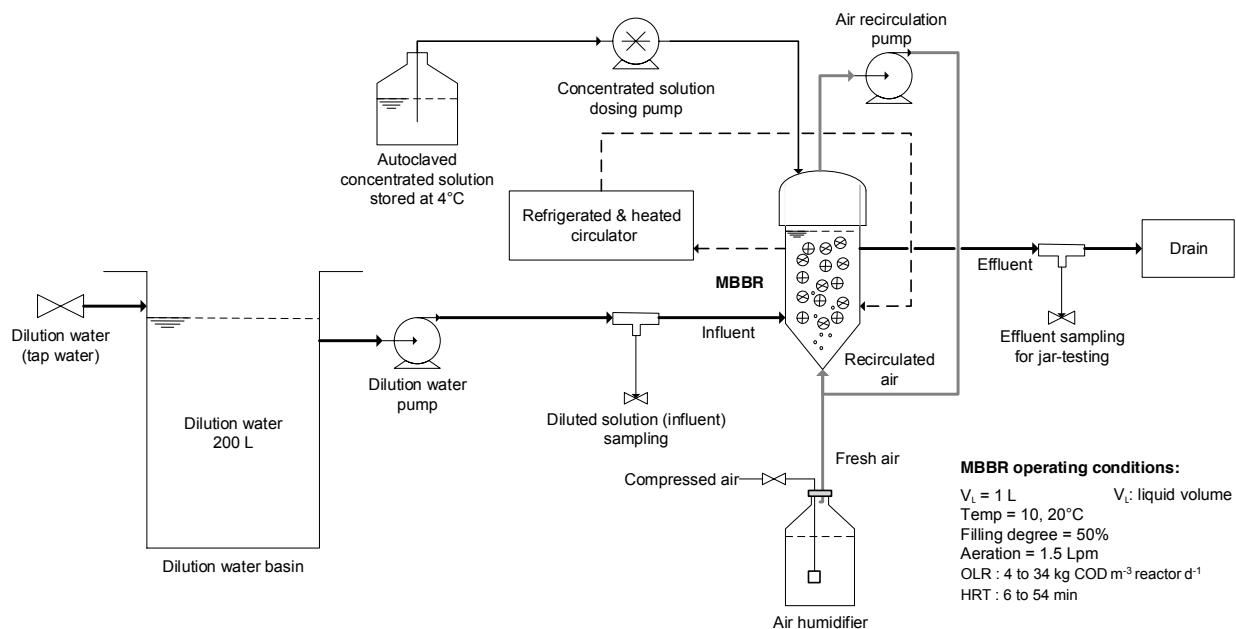


Figure 4-1. Schematic of the experimental setup.

The solution was pumped and diluted with tap water before entering the reactors to obtain a COD concentration of around 160 mg/L and an alkalinity of 150 mg/L as CaCO<sub>3</sub> to be representative of the soluble fraction of a medium strength wastewater (without TSS; Metcalf and Eddy Inc.,

2014). The characteristics of the synthetic influent, after dilution of the concentrated solution, are presented in Table 4-1.

Table 4-1. Average characteristics of the lab-scale MBBR synthetic influent after dilution with tap water.

<b>Parameters</b>	<b>Symbol</b>	<b>Units</b>	<b>Value</b>
Total 5-d carbonaceous BOD	BOD	mg/L	95 ± 5
Total COD	COD	mg/L	168 ± 17
Particulate COD	X <sub>COD</sub>	mg/L	1 ± 6
Colloidal COD	C <sub>COD</sub>	mg/L	29 ± 3
Soluble COD	S <sub>COD</sub>	mg/L	138 ± 8
Biodegradability COD/BOD ratio	f <sub>COD_BOD</sub>	-	2.1 ± n.a.*
Total Kjeldahl nitrogen	TKN	mg N/L	19 ± 1
Total ammonia (NH <sub>3</sub> + NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> )	S <sub>NH4</sub>	mg N/L	9.9 ± 0.6
Oxidized nitrogen (nitrite plus nitrate)	S <sub>NOx</sub>	mg N/L	0.08 ± 0.06
S <sub>NH4</sub> /TKN ratio	f <sub>NH4_TKN</sub>	-	0.53 ± 0.04
Total phosphorus	TP	mg P/L	3.9 ± 0.2
Soluble phosphate	S <sub>PO4</sub>	mg P/L	2.2 ± 0.6
S <sub>PO4</sub> /TP ratio	f <sub>PO4_TP</sub>	-	0.6 ± 0.2

\*n.a.: not available

#### 4.2.2 Lab-scale MBBRs

The biofilm carriers were AnoxKaldnes™ K5 (Veolia Water Technologies Canada Inc.) at a filling degree of 50% and were kept in suspension by aeration. The aeration flow rate was maintained at 1.5 Lpm. In order to minimize evaporation, the aeration consisted of 0.5 Lpm of fresh pre-humidified air and of 1.0 Lpm of recycled air from the airtight headspace. The temperature was controlled in the double-jacketed MBBRs by a refrigerated and heated circulator (Programmable Circulator 9712, PolyScience, USA).

The MBBRs were inoculated with previously colonized K3 carriers sampled from the full-scale MBBR at Mascouche/Terrebonne WRRF to favor the biofilm growth and the development of a microbial ecosystem resembling that of a wastewater. The K3 carriers were added to the lab-scale MBBRs containing the un-colonized K5 carriers during five days and were removed prior to the experiments.

### 4.2.3 Operating conditions

Seven operating conditions were tested under pseudo steady state conditions with MBBR volumetric OLR and HRT varying concomitantly from 4 to 34 kg COD m<sup>-3</sup> reactor d<sup>-1</sup> and from 6 to 54 minutes (Table 4-2). The MBBR stability was determined by the treatment efficiency and effluent characteristics. The data was rejected when clogging of the carriers was observed. Each operating condition was conducted during 3 to 5 weeks including a growth and stabilisation period of 1 to 2 weeks followed by a characterization period of 2 to 3 weeks. The MBBR liquid volume was corrected to account for the volume taken by the carriers and air bubbles.

Experiments were conducted at 20°C except for two additional experiments at 10°C to evaluate the effect of temperature (Table 4-2).

Table 4-2. Expected and measured HRT, OLR, temperature and dissolved oxygen (DO) throughout the lab-scale MBBR seven operating conditions (OC).

OC	HRT		OLR		Temperature		DO	
	Expected	Measured	kg COD m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup>	Measured	°C	Measured	mg O <sub>2</sub> /L	
OC1	7	5.8 ± 0.2	34	34 ± 2	20		5.1 ± 0.4	
OC2	10	9 ± 1	24	24 ± 1	20		4.4 ± 0.9	
OC3_10°C	15	13.5 ± 0.1	16	13.11 ± 0.01	10		n.a.*	
OC3_20°C	15	13 ± 1	16	15.6 ± 0.5	20		2.8 ± 0.3	
OC4_10°C	25	23 ± 1	10	7.85 ± 0.02	10		n.a.	
OC4_20°C	25	22 ± 1	10	9.6 ± 0.3	20		4.0 ± 0.1	
OC5	30	27 ± 3	8	7.2 ± 0.1	20		4.2 ± 0.5	
OC6	40	37 ± 1	6	6.1 ± 0.1	20		4.4 ± 0.4	
OC7	60	54 ± 0.8	4	4.1 ± 0.1	20		5.1 ± 0.4	

\*n.a.: not available

*CS<sub>COD</sub>* removal efficiency (*R<sub>CS<sub>COD</sub></sub>*) was evaluated by comparing *CS<sub>COD</sub>* content (in mg/L) in the MBBR influent and effluent:

$$R_{CS_{COD}}(\%) = \frac{(CS_{COD\text{influent}} - CS_{COD\text{effluent}})}{CS_{COD\text{influent}}} \times 100\% \quad (17)$$

which can be expressed per unit reactor volume as the volumetric *CS<sub>COD</sub>* specific removal (*SR<sub>CS<sub>COD</sub></sub>*).

The observed yield (*Y<sub>obs,TSS</sub>* in g TSS produced/g *CS<sub>COD</sub>* removed) and the *X<sub>COD</sub>* yield (*Y<sub>obs,X\_{COD}</sub>* in g *X<sub>COD</sub>* produced/g *CS<sub>COD</sub>* removed) were determined using the following equations:

$$Y_{obs,TSS} = \frac{XTSS_{effluent}}{CS_{COD_{influent}} - CS_{COD_{effluent}}} \quad (18)$$

$$Y_{obs,X_{COD}} = \frac{COD_{effluent} - CS_{COD_{effluent}}}{CS_{COD_{influent}} - CS_{COD_{effluent}}} \quad (19)$$

The theoretical yield for heterotrophic biomass was assumed to be of 0.66 g X<sub>COD</sub> produced/g COD consumed (Ekama and Marais, 1984) corresponding to:

$$0.66 \frac{\text{g } X_{COD}}{\text{g COD}} \times \frac{1}{1.42} \frac{\text{g VSS}}{\text{g } X_{COD}} = 0.46 \frac{\text{g VSS produced}}{\text{g COD consumed}} \quad (20)$$

And, assuming 10% of inorganic matter ( $f_{VT} = 0.90$  g VSS/g TSS):

$$0.46 \frac{\text{g VSS}}{\text{g COD}} \times \frac{1}{0.9} \frac{\text{g TSS}}{\text{g VSS}} = 0.52 \frac{\text{g TSS produced}}{\text{g COD consumed}} \quad (21)$$

#### 4.2.4 Jar-testing

##### Operating conditions

Jar-tests were conducted using a six-paddle stirrer in 2 L beakers B-KER<sup>2</sup> (Phipps & Bird, USA) with a valve at 1/3 of their height (42 mm above bottom level and 105 mm below water level) for clarified water sampling. All jar-tests were conducted at room temperature, corresponding to  $22 \pm 1^\circ\text{C}$ .

##### MBBR effluent samples

###### 1. Mascouche/Terrebonne full-scale MBBR

Preliminary jar-test experiments were conducted at high chemical and medium dosages to determine the requirement to combine coagulant and/or polymer with flotation medium during the enhanced flotation process to achieve high TSS recovery efficiency. Samples were taken from the effluent of the Mascouche/Terrebonne WRRF full-scale MBBR treating the effluent of the first aerated lagoon. Samples were stored at  $4^\circ\text{C}$  to feed jar-test experiments.

Tests were conducted with 1) flotation medium alone (90 mg/L), 2) flotation medium (90 mg/L) combined with aluminum sulphate (alum; 0.6 mmol Al/L), 3) flotation medium (90 mg/L)

combined with polymer (3 mg/L) and 4) flotation medium (90 mg/L) combined with alum (0.6 mmol Al/L) and polymer (3 mg/L).

## 2. Lab-scale MBBRs

Lab-scale MBBRs effluent samples were collected over a 2 to 10 hour period and stored at 4°C to feed jar-test experiments. First, the TSS recovery efficiency of unbiodegradable chemicals, alum as coagulant and charged/uncharged synthetic polymers, was compared to that of *green* chemicals. Second, the influence of the MBBR HRT, and resulting OLR, on the TSS recovery efficiency by *green* chemicals was studied.

Regarding the unbiodegradable chemicals, the efficiency of high molecular weight (MW) cationic or anionic polyacrylamide (PAM) polymers was compared during the enhanced flotation process. Enhanced flotation and conventional settling processes efficiencies were compared at given chemicals dosages.

Regarding the *green* chemicals, a tannin coagulant, Hydrex 3818, and a potato starch polymer, Hydrex 3842, were used. The influence of pH on TSS recovery efficiency was studied by adding sodium hydroxide (6N) and sulphuric acid (0.1N) throughout the entire duration of the jar-tests to maintain a constant pH. The effect of MBBR HRT and OLR on enhanced flotation efficiency was evaluated using the *green* chemicals at given dosages. The chemicals tested with their associated dosage ranges are presented in Table 4-3.

Table 4-3. Jar-test operating conditions: type and dosage of chemicals used to assess TSS recovery efficiency of conventional settling and enhanced flotation.

<b>Chemical</b>	<b>Name</b>	<b>Description</b>	<b>Dosage range</b>
Unbiodegradable coagulant	ALS	Aluminum sulphate (alum)	0.0 - 0.6 mmol Me*/L
<i>Green</i> coagulant	Hydrex 3818	Tannin-based	0 - 33 mg/L
Synthetic polymer	A-100 HMW A-110 A-130 C-492 N-300 Hydrex 3551	Charged/Uncharged	0 - 3 mg/L
<i>Green</i> polymer	Hydrex 3842	Potato starch-based	0 - 20 mg/L

\*Me: Metal

### Jar-tests procedures

Enhanced flotation procedure included three periods: a 2 minute coagulation period at 150 rpm after adding coagulant, followed by a 2 minute flocculation & beads-solids adhesion period at 300 rpm after adding polymer and beads, followed by a 2 minute quiescent flotation period during which the mixer was lifted out of the beaker. The enhanced flotation medium consisted of low density ( $d = 24 \text{ kg/m}^3$ ; median diameter = 40  $\mu\text{m}$ ) expanded thermoplastic microspheres and was dosed at 9 mg/L, except for the preliminary experiments conducted on the Mascouche/Terrebonne full-scale MBBR effluent at 90 mg beads/L. Mixing energy had to be increased during the flocculation & beads-solids adhesion period to allow the low-density medium to be thoroughly homogenized in the sample. The conventional settling procedure started with a 2 minute coagulation period at 160 rpm, followed by a 15 minute flocculation period at 45 rpm and a 15 minute quiescent settling period.

### 4.2.5 Analytical methods

The characterization of the MBBR influent and effluent was conducted at a frequency of 2 to 5 times per week. Chemical oxygen demand (COD), total suspended solids (TSS) and volatile suspended solids (VSS) were measured according to APHA *et al.* (2012). Glass microfiber 1.2  $\mu\text{m}$  filters (Whatman® 934-AH™, GE Healthcare Life Sciences, GBR) and 0.45  $\mu\text{m}$  cellulose membrane filters (MF-Millipore™, EMD Millipore, USA) were used for TSS and COD,

respectively. Flocculated-filtered COD ( $ff_{COD}$ ) was measured according to Mamais *et al.* (1993). All nitrogen and phosphorus species were measured according to APHA *et al.* (2012) using a flow injection analysis instrument (Quickchem® 8500, Lachat Instruments, USA). Alkalinity ( $S_{Alk}$ ) was measured with an automated titrator (DL28 Titrator, Mettler Toledo, USA). Dissolved oxygen (DO) concentrations were measured with a portable DO-meter (HQ40d, Hach Company, USA) and a LDO® probe (Hach Company, USA).

The following definitions were used for COD size fractionation:

soluble COD:  $S_{COD}$  (or flocculated-filtered COD,  $ff_{COD}$ ): < 0.04 µm

colloidal COD:  $C_{COD}$ : 0.04 to 0.45 µm

particulate COD:  $X_{COD}$ : > 0.45 µm

Particle size distribution was measured using a Mastersizer 3000 (Malvern Instruments Ltd., GBR). Particles were considered non spherical. Their distribution was expressed in volume equivalent particles. Visual observations were made using an Axioskop 40 (Carl Zeiss, DEU) microscope and a binocular (Portable Luminaire model 52343, Underwriters Laboratories, USA).

#### 4.2.6 Statistical analysis

The Student's t-test analyses were conducted on the MBBR efficiency and sludge production sets of data. T-TEST function in EXCEL was used with bilateral and heteroscedastic distributions and the least significant difference was set at  $p < 0.05$ .

## 4.3 Results and discussion

### 4.3.1 MBBR results

#### Biotransformation of $CS_{COD}$ into $X_{COD}$

The determination of the MBBR optimal operating condition(s) for maximizing the production of biodegradable sludge was based on three criteria:

- maximization of the specific removal efficiency of  $CS_{COD}$ ,
- maximization of the observed yield and
- non-clogging of the carriers.

A summary of the lab-scale MBBRs performance and effluent characteristics for the seven operating conditions is presented in Table 4-4.  $CS_{COD}$  removal efficiency and specific removal rate are shown in Figure 4-2.  $CS_{COD}$  removal efficiency increased with HRT (or inversely for OLR) as expected. For an HRT longer than 27 minutes (below an OLR of  $7 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ ), efficiency reached a plateau at 85% (Figure 4-2A, B). A similar tendency between OLR and total COD removal efficiency was obtained by Aygun *et al.* (2008) although their efficiencies were systematically higher due to higher available surface area for biofilm growth, influent total COD concentration and HRT in their experiments. Moreover, their COD removal efficiencies were calculated by measuring the difference in COD concentration in MBBR influent and in settler clarified effluent, located downstream of the MBBR (Aygun *et al.*, 2008).

A maximum specific removal rate of  $15 \text{ kg CS}_{COD,\text{removed}} \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  was reached at the highest OLR applied of  $34 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  (Figure 4-2D). The linear increase of specific removal rate with OLR was also observed by previous lab- and pilot-scale experiments with HR-MBBRs (Ødegaard *et al.*, 2000; Helness *et al.*, 2005). The slope of 0.35 obtained indicated that around 65% (difference between an ideal slope of 100%) of the colloidal and soluble COD in the influent was not consumed even at the highest HRT tested (54 minutes) (Ødegaard *et al.*, 2000). An asymptotic relationship between the mass of attached biomass as dry solids and OLR was observed by Orantes and González-Martínez (2003). For OLR over than  $4.8 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ , they observed no supplementary biomass attached. Hence, at high loading rates the COD

biodegradation does not depend on OLR, but is limited by the short HRT used (Ødegaard *et al.*, 2000; Orantes and González-Martínez, 2003; Helness *et al.*, 2005).

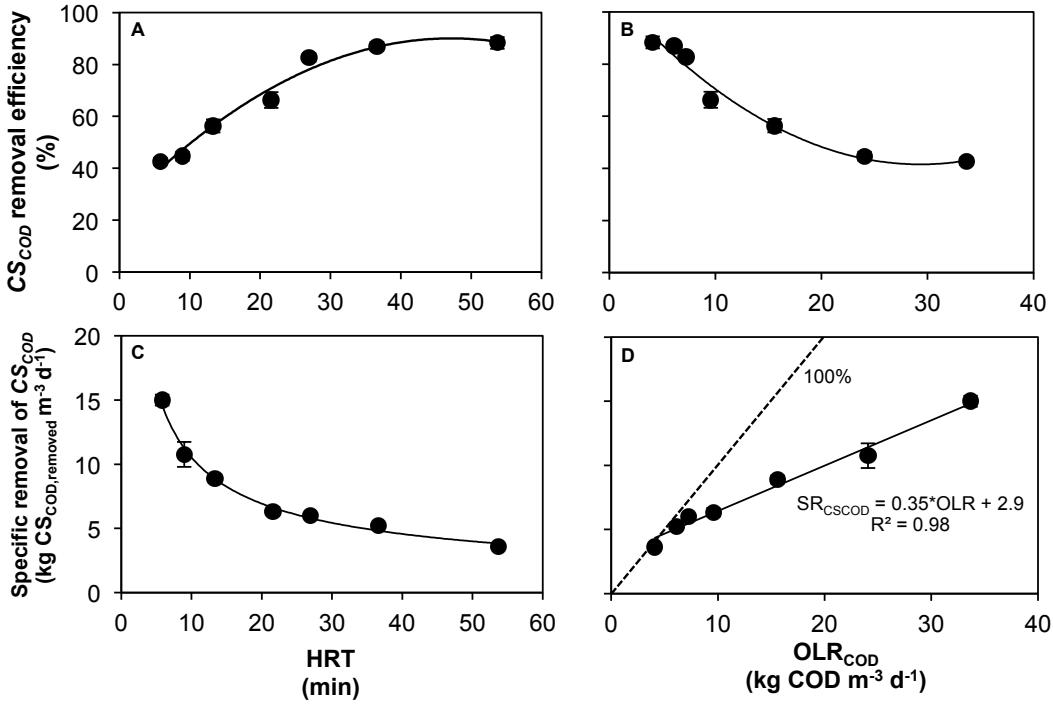


Figure 4-2. Lab-scale MBBR  $CS_{COD}$  removal efficiency (A, B) and specific removal rate (C, D) as a function of HRT (A, C) and OLR (B, D) at 20°C and 50% v/v K5 carriers. The errors bars indicate the standard deviation and are not shown if smaller than symbol size.

The observed yields ( $Y_{obs}$ ) expressed as the production of TSS and of  $X_{COD}$  over the substrate consumption are shown in Figure 4-3 for the seven operating conditions along with the theoretical values.  $Y_{obs,TSS}$  increased with OLR and inversely with HRT to reach a constant value of 0.42 g TSS/g  $CS_{COD,removed}$  (or 0.37 g VSS/g  $CS_{COD,removed}$ ; Table 4-4) from 16 to 34 kg COD  $\text{m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ . A maximum  $Y_{obs,XCOD}$  of 0.58 g  $X_{COD}$ /g  $CS_{COD,removed}$  was determined at an HRT of 27 minutes and an OLR of 7 kg COD  $\text{m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  close to the theoretical value of 0.66 g  $X_{COD}$ /g COD<sub>removed</sub> (Figure 4-3C, D).

Based on these results, the calculated  $Y_{obs}$  are consistent with other experiments as Orantes and González-Martínez (2003) found a maximum  $Y_{obs}$  of 0.40 g TSS/g COD<sub>removed</sub> at 2.8 kg COD  $\text{m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ . By calculating the ratio of the mass of TSS contained in the extracted sludge from a settler

located after an MBBR to the COD removal between MBBR influent and settler clarified effluent, Aygun *et al.* (2008) obtained sludge productions ranging from 0.12 to 0.56 g TSS/g COD<sub>removed</sub> for an OLR from 1.5 to 24 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>. At similar OLR, sludge productions reported by Aygun *et al.* (2008) were in the same order of magnitude than the  $Y_{obs}$  presented in Figure 4-3B except for their highest OLR condition at 24 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> for which Aygun *et al.* (2008) found 0.56 g TSS/g COD<sub>removed</sub> compared to this study at 0.42 g TSS/g CS<sub>COD,removed</sub>.

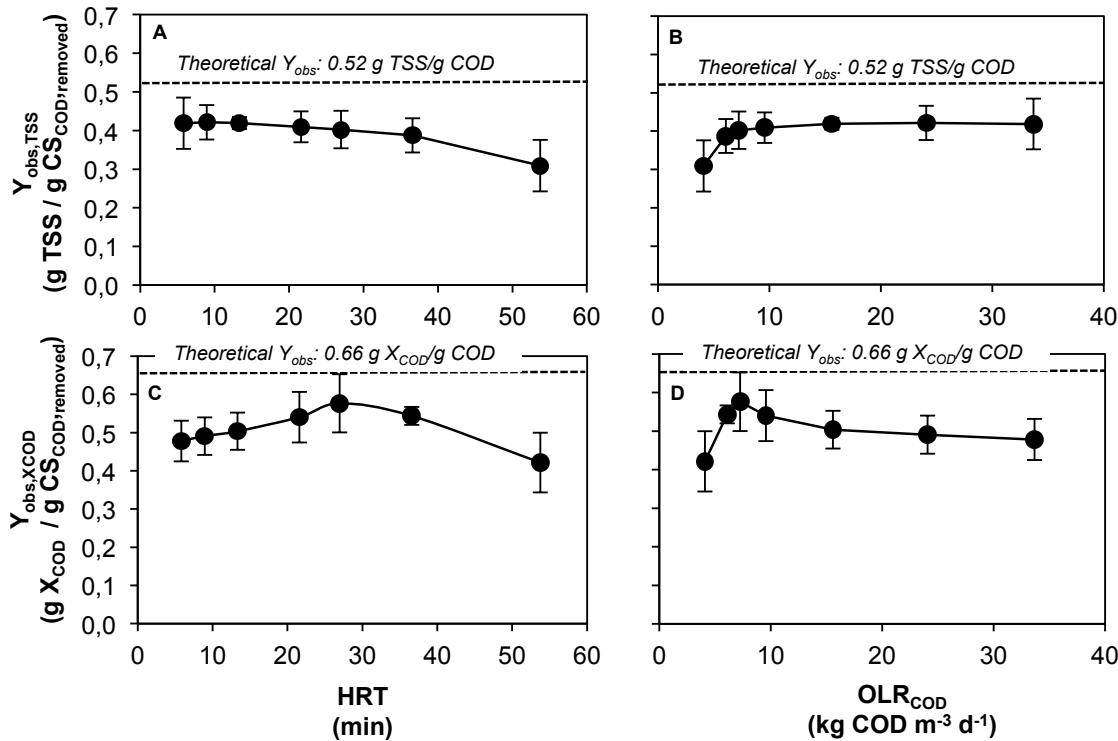


Figure 4-3. Lab-scale MBBR observed yields expressed in TSS (A, B) and in  $X_{COD}$  production (C, D) as a function of HRT (A, C) and OLR (B, D) at 20°C and 50% v/v K5 carriers. The errors bars indicate the standard deviation and are not shown if smaller than symbol size.

### MBBR effluent

The VSS to TSS ratio ( $f_{VT}$ ) in the effluent was between 0.81 to 0.91 g VSS/g TSS for all operating conditions, indicating the predominant volatile fraction due to detached biofilm (Table 4-4). The particulate COD to VSS ratio ( $f_{CV}$ ) in the effluent varied between 1.24 to 1.60 g X<sub>COD</sub>/g VSS. The effluent alkalinity and pH varied between 138 and 151 mg CaCO<sub>3</sub>/L and between 7.6 and 7.8, respectively.

The DO concentration in the bioreactors was at its lowest for an HRT of 13 minutes and an OLR of 16 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> and may have indicated a maximum biofilm activity at this operating condition as the DO concentration is related to the biofilm growth and activity (Schubert *et al.*, 2013) (Table 4-2). However, this is incoherent with the  $Y_{obs}$  results as a maximum  $Y_{obs}$  was found for another operating condition at an HRT of 27 minutes and an OLR of 7 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> (Figure 4-3C, D).

It was found that stability was easier to reach for operating conditions with high HRT and low OLR (> 13 minutes or < 16 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>). At high OLR stability was hard to maintain and was associated with clogging issues.

Table 4-4. Summary of the lab-scale MBBR effluent average characteristics and performance for the seven operating conditions (OC) at 20°C and 50% v/v K5 carriers.

Parameters	Symbol	Units	OC1	OC2	OC3	OC4	OC5	OC6	OC7
HRT	-	min	5.8 ± 0.2	9 ± 1	13 ± 1	22 ± 1	27 ± 3	37 ± 1	53.7 ± 0.8
OLR	-	kg COD m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup>	34 ± 2	24 ± 1	15.6 ± 0.5	9.6 ± 0.3	7.2 ± 0.1	6.1 ± 0.1	4.1 ± 0.1
Flow	-	mL/min	151 ± 6	99 ± 9	66 ± 6	40 ± 2	32 ± 4	23 ± 1	16.2 ± 0.3
Total COD	COD	mg/L	129 ± 7	136 ± 15	119 ± 11	118 ± 10	113 ± 22	116 ± 12	83 ± 17
Particulate COD	X <sub>COD</sub>	mg/L	31 ± 9	36 ± 5	43 ± 11	63 ± 12	86 ± 23	88 ± 7	62 ± 15
Colloidal COD	C <sub>COD</sub>	mg/L	12 ± 1.3	10 ± n.a.	12 ± 2	20 ± 3	n.a.	4 ± n.a.	6 ± 1.2
Soluble COD	S <sub>COD</sub>	mg/L	84 ± 6	83 ± n.a.	67 ± 6	35 ± 5	n.a.	43 ± n.a.	13.8 ± 0.7
TSS	X <sub>TSS</sub>	mg/L	27 ± 4	29 ± 2	37 ± 5	47 ± 12	59 ± 13	61 ± 12	48 ± 13
VSS	X <sub>VSS</sub>	mg/L	23 ± 3	26 ± 3	34 ± 4	41 ± 11	59 ± 14	53 ± 11	40 ± 10
Alkalinity	S <sub>Alk</sub>	mg CaCO <sub>3</sub> /L	n.a.*	n.a.	141 ± 9	141.9 ± 0.5	138 ± n.a.	151 ± 3	147 ± n.a.
pH	-	-	n.a.	n.a.	7.6 ± 0.3	7.8 ± 0.1	7.7 ± n.a.	7.7 ± 0.2	7.6 ± n.a.
v-PSD median	D <sub>v50</sub>	µm	376 ± 26	n.a.	182 ± 1	n.a.	n.a.	117 ± 6	215 ± 3
HRT	-	min	5.8 ± 0.2	9 ± 1	13 ± 1	22 ± 1	27 ± 3	37 ± 1	53.7 ± 0.8
OLR	-	kg COD m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup>	34 ± 2	24 ± 1	15.6 ± 0.5	9.6 ± 0.3	7.2 ± 0.1	6.1 ± 0.1	4.1 ± 0.1
TSS production	-	g/d	5.7 ± 0.8	4.1 ± 0.6	3.5 ± 0.3	2.6 ± 0.3	2.4 ± 0.6	2.1 ± 0.4	1.4 ± 0.2
VSS production	-	g/d	5.0 ± 0.5	3.7 ± 0.6	3.1 ± 0.3	2.2 ± 0.3	2.5 ± 0.4	1.8 ± 0.4	1.0 ± 0.2
X <sub>COD</sub> /VSS ratio	f <sub>CV</sub> =f <sub>XCOD</sub> VSS	g X <sub>COD</sub> /g VSS	1.46 ± 0.16	1.39 ± 0.10	1.24 ± 0.16	1.43 ± 0.09	1.56 ± 0.09	1.60 ± 0.13	1.54 ± 0.17
VSS/TSS ratio	f <sub>VT</sub> =f <sub>VSS</sub> TSS	g VSS/g TSS	0.87 ± 0.06	0.89 ± 0.03	0.89 ± 0.05	0.86 ± 0.03	0.91 ± 0.03	0.88 ± 0.05	0.81 ± 0.18
CS <sub>COD</sub> removal efficiency	R <sub>CSCOD</sub>	%	43 ± 1	45 ± 2	56 ± 3	66 ± 3	83 ± 2	87 ± 2	88 ± 2
CS <sub>COD</sub> specific removal rate	SR <sub>CSCOD</sub>	kg CS <sub>COD</sub> m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup>	15.0 ± 0.4	11 ± 1	8.9 ± 0.3	6.3 ± 0.3	6.0 ± 0.1	5.2 ± 0.2	3.6 ± 0.1
TSS observed yield	Y <sub>obs,TSS</sub>	g TSS/g CS <sub>COD,removed</sub>	0.42 ± 0.07	0.42 ± 0.04	0.42 ± 0.02	0.41 ± 0.04	0.40 ± 0.05	0.39 ± 0.04	0.31 ± 0.07
VSS observed yield	Y <sub>obs,VSS</sub>	g VSS/g CS <sub>COD,removed</sub>	0.37 ± 0.06	0.38 ± 0.05	0.37 ± 0.03	0.35 ± 0.04	0.39 ± 0.04	0.34 ± 0.02	0.28 ± 0.06
X <sub>COD</sub> observed yield	Y <sub>obs,XCOD</sub>	g X <sub>COD</sub> /g CS <sub>COD,removed</sub>	0.48 ± 0.05	0.49 ± 0.05	0.50 ± 0.05	0.54 ± 0.07	0.58 ± 0.08	0.54 ± 0.02	0.42 ± 0.08

\*n.a.: not available

## MBBR effluent solids

MBBR effluent v-PSD as a function of HRT is presented in Figure 4-4A. Results showed bimodal v-PSD from around 5 to 1000  $\mu\text{m}$  with a higher fraction of larger particles. In comparison, the v-PSD of AS measured by a similar laser diffraction particle size analyzer (MastersizerS, Malvern Instruments Ltd., GBR) revealed a wide and bimodal distribution ranging from around 0.2 to 200  $\mu\text{m}$  (Govoreanu *et al.*, 2004). A movement towards smaller particles was observed in v-PSD with HRT increasing between 6 to 37 minutes, as confirmed by the decrease of the volume particle size median  $D_{v50}$  (Figure 4-4B and Table 4-4).

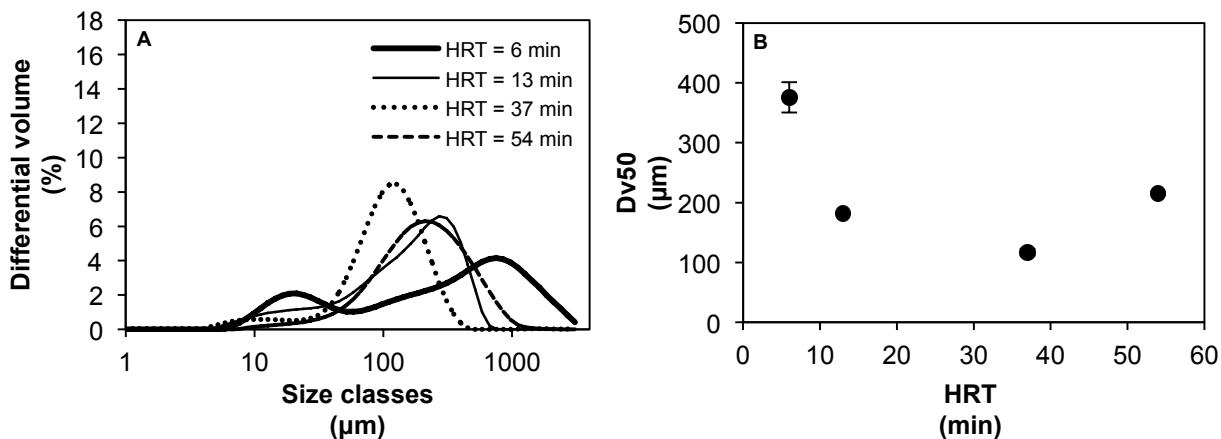


Figure 4-4. Lab-scale MBBR effluent A) v-PSD and B) median  $D_{v50}$  at 20°C and 50% v/v K5 carriers. The errors bars in B) indicate the standard deviation and are not shown if smaller than symbol size.

HRT seemed to have an effect on v-PSD shape, as maximum peak value in volume distributions appeared to increase and move towards small size classes with HRT. In addition, the volume distributions became more uniform and narrower at longer HRT.

Previous experiments have shown that on the contrary, particles agglomeration is occurring by increasing HRT between 0.75 to 4 hours (Melin *et al.*, 2005; Åhl *et al.*, 2006; Ødegaard *et al.*, 2010; Karizmeh, 2012). It was later demonstrated that a movement towards smaller particles could occur by independently decreasing HRT and OLR (Karizmeh *et al.* 2014). In the present experiment, HRT was kept low and a contact time lower than 37 minutes did not seem to be enough to allow agglomeration. The movement towards larger particles seemed to begin between

37 and 54 minute HRT. However, agglomeration cannot be confirmed in absence of intermediate operating conditions.

Stability was difficult to reach for HRT < 13 minutes (or OLR > 16 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>) and these operating conditions were associated with carrier clogging problems. Airflow rate was maintained constant throughout the different operating conditions and was perhaps not enough to regulate biofilm detachment at low HRT. Hence, it is plausible that effluent PSD would have been difficult to analyze accurately at these unstable operating conditions. For further v-PSD analyses it is suggested to first separate components smaller and greater than 1.2 µm to properly study their behaviour. It is recommended to analyze MBBR effluent PSD for a wider range of HRT i.e. between 6 minutes and 4 hours to possibly find the minimum contact time for agglomeration and to compare with previous experiments.

The predominant COD fractions in the MBBR effluent were particulate (> 0.45 µm) and soluble (< 0.04 µm) COD, whereas the colloidal COD fraction (0.04-0.45 µm) was relatively small (Figure 4-5). This is in accordance with the v-PSD results showing that 99.9% of the particle volume distribution was above 5 µm. The removal efficiency of total COD,  $C_{COD}$  and  $S_{COD}$  varied respectively from 19 to 51%, 32 to 86% and 39 to 90%.

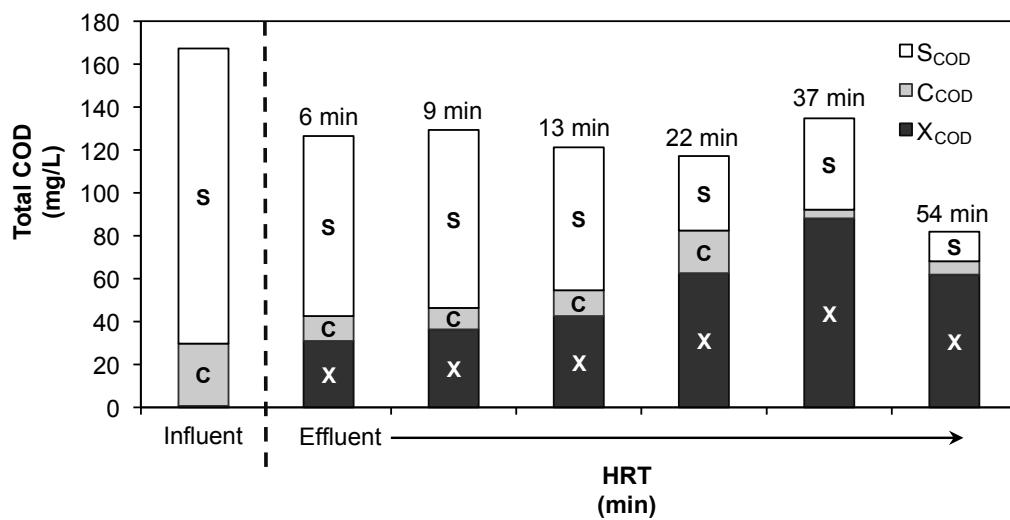


Figure 4-5. Lab-scale MBBR influent and effluent mean COD fractionation as a function of HRT at 20°C and 50% v/v K5 carriers.

The solids settleability using static settling (no chemicals added) was greatly fluctuating and ranged from 35 to 78% (treated effluent TSS concentration from 10 to 23 mg/L) at 37 minute HRT (results not shown). Thus, chemicals addition for coagulation and flocculation appeared necessary to ensure sufficient TSS recovery and reduce the impact of HR-MBBR effluent poor settleability (*Ødegaard et al.*, 2000).

### **Carriers clogging**

High OLR and low HRT conditions ( $> 16 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  or  $< 13 \text{ minutes}$ ) were associated with carrier clogging issues. Clogging caused a significant decrease in  $CS_{COD}$  removal efficiency of 23% (Table 4-5). This result is in agreement with the effect of biofilm thickness on substrate diffusion: thinner biofilms facilitate the diffusion of substrate (*Ødegaard*, 2006). Carrier clogging did not significantly affect the observed yields.

Microscopic observations of the biofilm accumulated on clogged carriers revealed the predominance of filamentous bacteria and rotifers. In addition, monitored parameters in the effluent showed high variations at that time, perhaps due to the instability of the reactors. For further lab-scale MBBR experiments at high-rate conditions, it is suggested to control the biofilm thickness by increasing the shear force applied on the biofilm by increasing the airflow rate.

Table 4-5. Effect of carriers clogging on the performance of the lab-scale MBBR at 20°C and 50% v/v K5 carriers using Student's t-test.

<b>Parameters</b>	<b>Symbol</b>	<b>Units</b>	<b>Unclogged</b>		<b>Clogged</b>		<b>p-value</b>
			<b>Value</b>	<b>n*</b>	<b>Value</b>	<b>n</b>	
HRT	-	min	5.8 ± 0.2	9	6.6 ± 0.9	8	<b>0.03</b>
OLR	-	kg COD m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup>	34 ± 2	9	30.6 ± 0.6	8	<b>0.001</b>
TSS production	-	g/d	5.7 ± 0.8	8	4.8 ± 1.1	7	0.10
VSS production	-	g/d	5.0 ± 0.5	8	4.3 ± 1.0	7	0.14
CS <sub>COD</sub> removal efficiency	R <sub>CSCOD</sub>	%	43 ± 1	4	33 ± 5	7	<b>0.002</b>
CS <sub>COD</sub> specific removal rate	SR <sub>CSCOD</sub>	kg CS <sub>COD</sub> m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup>	15.0 ± 0.4	4	10 ± 2	7	<b>6E-5</b>
TSS observed yield	Y <sub>obs,TSS</sub>	g TSS/g COD <sub>CS,removed</sub>	0.42 ± 0.07	6	0.48 ± 0.08	7	0.13
VSS observed yield	Y <sub>obs,VSS</sub>	g VSS/g COD <sub>CS,removed</sub>	0.37 ± 0.06	6	0.43 ± 0.06	7	0.11
X <sub>COD</sub> observed yield	Y <sub>obs,XCOD</sub>	g X <sub>COD</sub> /g COD <sub>CS,removed</sub>	0.48 ± 0.05	4	0.59 ± 0.13	7	0.06

\*n: Number of values

Student's t-test parameters:

Bilateral distribution

Heteroscedastic t-test

Least significant difference: p < 0.05

A bold p-value indicates a significant difference

### Temperature effect

Two operating conditions were repeated at 10 and 20°C to study the effect of temperature on the MBBR performance (Table 4-6).

The temperature coefficient  $\Theta$  was evaluated by comparing the mean  $CS_{COD}$  specific removal rates at 10 and 20°C and using the van't Hoff-Arrhenius law (Rusten *et al.*, 1995):

$$k_{T2} = k_{T1} \theta^{(T2-T1)} \quad (22)$$

in this case,

$$SR_{CS_{COD}20} = SR_{CS_{COD}10} \theta^{(20-10)} \quad (23)$$

The temperature coefficients obtained, 1.08 and 1.04 are within the typical range for organic matter removal systems of 1.00 to 1.08 (1.04 for AS) (Metcalf and Eddy Inc., 1991; Kadlec and Reddy, 2001).

The temperature decrease of 10°C was found to cause a significant reduction of 15 to 41% of  $CS_{COD}$  removal efficiency and 30 to 52% of specific removal rate.

Table 4-6. Effect of lab-scale MBBR temperature on their performance at 50% v/v K5 carriers using Student's t-test.

Parameters	Symbol	Units	Temperature				p-value	Temperature				p-value		
			10°C		20°C			10°C		20°C				
			Value	n*	Value	n		Value	n	Value	n			
HRT		min	13.5 ± 0.1	5	13.3 ± 1.2	9	0.62	23.4 ± 1.2	5	21.6 ± 1.0	7	<b>0.03</b>		
OLR		kg COD m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup>	13.11 ± 0.01	5	15.6 ± 0.5	9	<b>5E-7</b>	7.85 ± 0.02	5	9.6 ± 0.3	7	<b>1E-5</b>		
TSS production	-	g/d	3.2 ± 0.2	3	3.5 ± 0.3	9	0.09	2.3 ± 0.4	5	2.6 ± 0.3	6	0.24		
VSS production	-	g/d	2.8 ± 0.2	3	3.1 ± 0.3	7	0.08	2.0 ± 0.4	5	2.2 ± 0.3	6	0.29		
CS <sub>COD</sub> removal efficiency	R <sub>CSCOD</sub>	%	33 ± 2	5	56 ± 3	6	<b>5E-8</b>	56 ± 1	5	66 ± 3	7	<b>2E-5</b>		
CS <sub>COD</sub> specific removal rate	SR <sub>CSCOD</sub>	kg CS <sub>COD</sub> m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup>	4.3 ± 0.3	5	8.9 ± 0.3	6	<b>1E-9</b>	4.4 ± 0.1	5	6.3 ± 0.3	7	<b>4E-7</b>		
TSS observed yield	Y <sub>obs,TSS</sub>	g TSS/g COD <sub>CS,removed</sub>	0.70 ± 0.04	3	0.42 ± 0.02	7	<b>0.005</b>	0.49 ± 0.03	4	0.41 ± 0.04	6	<b>0.01</b>		
VSS observed yield	Y <sub>obs,VSS</sub>	g VSS/g COD <sub>CS,removed</sub>	0.61 ± 0.03	3	0.37 ± 0.03	5	<b>0.0004</b>	0.41 ± 0.02	4	0.35 ± 0.04	6	<b>0.02</b>		
X <sub>COD</sub> observed yield	Y <sub>obs,XCOD</sub>	g X <sub>COD</sub> /g COD <sub>CS,removed</sub>	0.80 ± 0.07	3	0.50 ± 0.05	7	<b>0.01</b>	0.53 ± 0.03	4	0.54 ± 0.07	6	0.82		
Temperature coefficient of SR <sub>CSCOD</sub>	Θ <sub>SRCSOD</sub>	-	1.08				-	1.04				-		

\*n: Number of values

Student's t-test parameters:

Bilateral distribution

Heteroscedastic t-test

Least significant difference: p < 0.05

A bold p-value indicates a significant difference

### 4.3.2 Physico-chemical capture

#### Unbiodegradable chemicals

Preliminary jar-test experiments conducted at high chemical and medium dosages on a sample from the Mascouche/Terrebonne WRRF full-scale MBBR effluent revealed the requirement to combine coagulant, polymer and low-density beads during the enhanced flotation process. Tests with 1) beads alone, with 2) beads and alum and with 3) beads and polymer resulted in less than 60% TSS recovery efficiency (results not shown). In comparison, 4) the combination of beads, coagulant and polymer achieved 94% TSS recovery. Therefore, a coagulant and a polymer are necessary to ensure proper functioning of the process.

When treating the lab-scale MBBR effluent with enhanced flotation, dosages used for alum and PAM polymer were respectively 0.2 mmol Al/L and 1 mg polymer/L.

At 0.2 mmol Al/L and 1 mg polymer/L, the efficiency of several high MW anionic, non-ionic and cationic polymers were compared (Figure 4-6). All polymers allowed good TSS recoveries, ranging from 90 to 97%, with less than 7 mg TSS/L in the clarified effluent. When using a non-ionic polymer, TSS recovery efficiency was reduced by 7%. Charged polymers resulted in similar efficiencies, i.e. 96-97%. A cationic polymer gave a more constant clarified effluent quality: less than 17% variation in TSS final concentrations compared to 26 to 39% variations for other charged polymers.

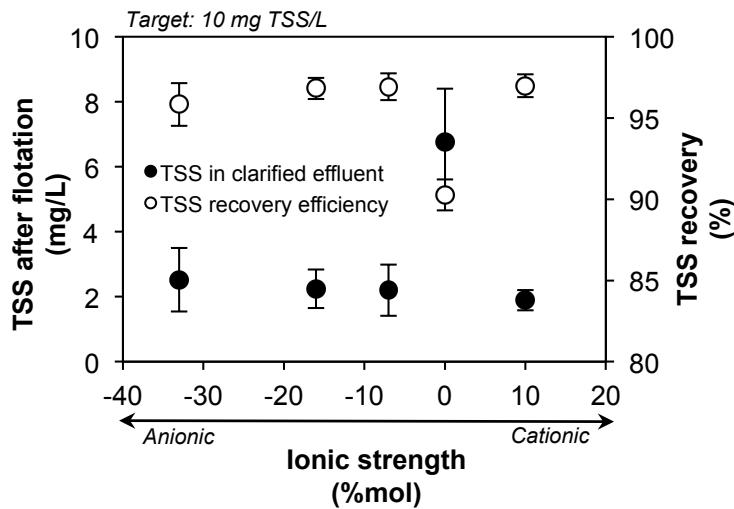


Figure 4-6. Effect of synthetic polymers ionic strength on TSS recovery efficiency and concentration after enhanced flotation. MBBR: 37 minute HRT, 20°C and 50% v/v K5 carriers. Mean TSS concentration in MBBR effluent:  $64 \pm 10$  mg/L. The errors bars indicate the standard deviation.

These results are in agreement with the ones presented by Stanley and Evans (1977), when treating domestic wastewater with a similar batch flotation process using low-density beads, as they observed higher TSS recoveries for cationic than anionic polymers.

The high efficiency of cationic polymers to treat MBBR effluent with settling or DAF and to reduce coagulant dosage demand and consequently sludge production was demonstrated in previous experiments (Melin *et al.*, 2002; Melin *et al.*, 2004; Ødegaard *et al.*, 2010). It was recommended to use high cationic strength and low to medium MW PAM or polyDADMAC polymers in addition of a metal coagulant (Melin *et al.*, 2002; Ødegaard *et al.*, 2010). In one of these experiments, a multivariate analysis model was compared to experimental data to study the effect of chemical dosage, polymer charge density and MW on TSS recovery efficiency (Melin *et al.*, 2002). It appeared that TSS recovery was mainly influenced by effluent characteristics and chemical dosage and less affected by the polymer nature in the work of Melin *et al.* (2002).

Using alum and a cationic polymer at 0.2 mmol Al/L and 1 mg polymer/L, conventional settling and enhanced flotation achieved similar efficiencies and effluent quality, 96% TSS recovery (3 mg TSS/L) and 97% (2 mg TSS/L), respectively. Alkalinity consumption was higher at a given alum dosage for enhanced flotation than settling (9% and a final alkalinity of 138 mg CaCO<sub>3</sub>/L versus 4% and a final alkalinity of 149 mg CaCO<sub>3</sub>/L).

### ***Green chemicals***

Dosages used for *green* coagulant and polymer were respectively 33 mg tannin/L and 20 mg starch/L. Alkalinity consumption was below 5% (final alkalinity above 129 mg CaCO<sub>3</sub>/L).

When *green* chemicals were added during the enhanced flotation process, flocs and bonds between solids and beads appeared to be more fragile than with the unbiodegradable chemicals. Thus, the enhanced flotation jar-test procedure was modified to allow a complete dispersion of coagulant during the 2 minute coagulation phase at 300 rpm and of beads and half of the polymer during 15 seconds before the flocculation phase at 300 rpm. The mixing speed was lowered to 50 rpm during the 2 minute flocculation phase to allow sufficient bonding. The remaining of the polymer was added at the beginning of the flocculation phase at 50 rpm. The duration of the flotation phase was set at 2 minutes, but it was found that 95% of the total TSS recovery efficiency was reached after only 30 seconds of flotation (results not shown).

Previous experiments have shown that pH affects the solubility and charge density and consequently the performance of a tannin-based polymer (Graham *et al.*, 2008; Sánchez-Martín *et al.*, 2009). Inverse relationships between pH and polymer solubility and between pH and charge density were reported by Graham *et al.* (2008). In addition, it was found that raising the pH caused an increase of the tannin-based polymer optimal dosage and coagulation efficiency (Graham *et al.*, 2008).

The effect of pH on Hydrex 3818 performance was studied to determine if pH adjustments were needed (Figure 4-7). Target TSS concentration of 10 mg/L was reached for the pH tested above 6.5. According to the results, the Hydrex 3818 optimal pH range is located around 8. Since MBBR effluent pH was close to 7.7, pH adjustments did not seem to be needed.

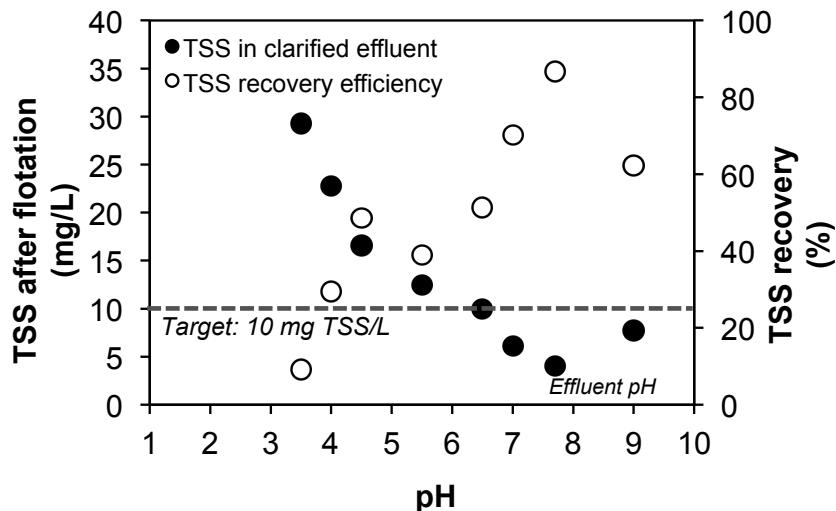


Figure 4-7. Effect of pH on *green* coagulant Hydrex 3818 performance regarding TSS recovery efficiency and concentration after enhanced flotation. MBBR: 13 minute HRT, 20°C and 50% v/v K5 carriers. Mean TSS concentration in MBBR effluent:  $27 \pm 6$  mg/L.

The effect of HRT on enhanced flotation efficiency in terms of TSS concentration and COD fractionation is presented in Figures 4-8 & 4-9. The mean TSS concentrations measured in MBBR effluent throughout the seven operating conditions increased with HRT (Figure 4-8A and Table 4-4). The mean TSS concentrations measured in MBBR effluent on the days of enhanced flotation experiments are also shown in Figure 4-8.

Throughout the seven operating conditions, *green* chemicals achieved a mean TSS concentration of  $10 \pm 3$  mg/L in the clarified effluent (Figure 4-8B). However, the target TSS concentration of 10 mg/L was met for half of the operating conditions. TSS recovery efficiency did not seem to be related to TSS concentration before flotation, as also observed by Melin *et al.* (2004) for a DAF separation process. No tendency was observed between OLR (or inversely HRT) and TSS recovery efficiency. The negative effect of high OLR on MBBR effluent solids settleability is caused by an increase of small sized un settleable particles with increasing OLR. The effect is reduced by chemicals addition, which facilitates the agglomeration of these particles during flocculation (Ødegaard *et al.*, 2000).

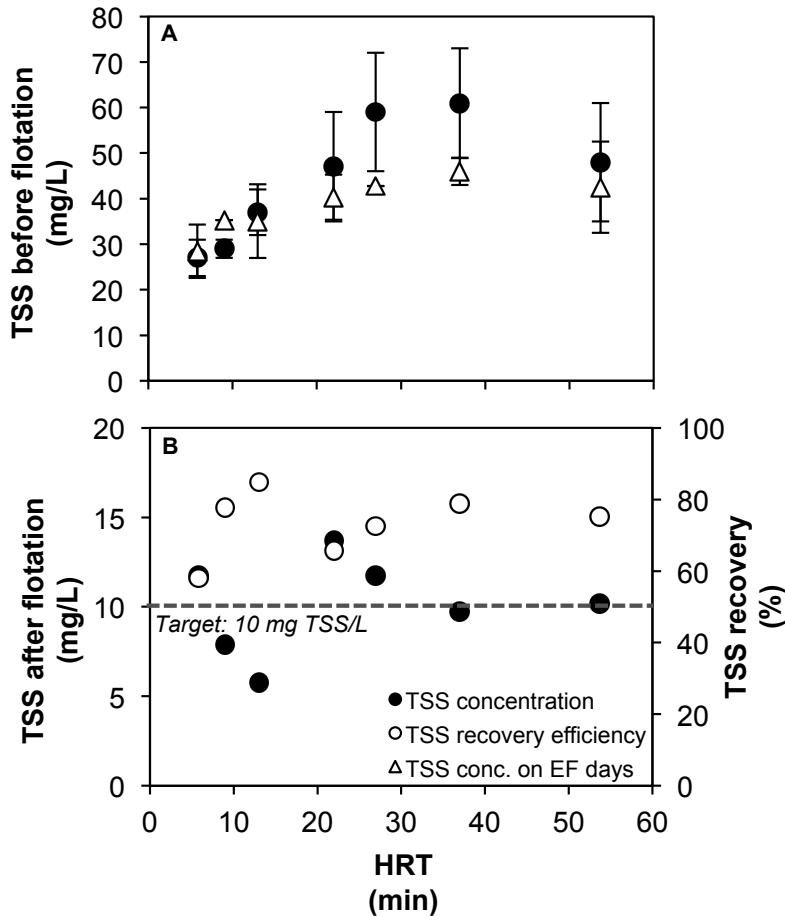


Figure 4-8. Effect of MBBR HRT on TSS concentration A) in MBBR effluent and B) in clarified effluent after enhanced flotation with *green* chemicals. Mean TSS concentrations in MBBR effluent on enhanced flotation experiment days (EF days) are shown in A). MBBR: 20°C and 50% v/v K5 carriers. The errors bars in A) indicate the standard deviation and are not shown if smaller than symbol size.

The evolution of COD fractionation throughout the treatment train, beginning by MBBR influent and effluent, COD contribution of *green* chemicals and COD remaining in the clarified effluent is presented in Figure 4-9A. The enhanced flotation process mainly captured  $X_{COD}$  fraction (from 68 to 87%) and  $C_{COD}$  fraction (from 37 to 56%) when comparing the MBBR effluent after chemicals addition and the clarified effluent.

The increase of  $C_{COD}$  fraction between MBBR effluent (before chemicals addition) and clarified effluent may be due to the chemicals added and remaining in the clarified effluent. However, in previous experiments using a similar tannin-based chemical, no or very few residual tannin

concentrations were measured after treatment (Özacar and Şengil, 2003a; Sánchez-Martín *et al.*, 2010b). It is therefore recommended for further tests to measure the residual tannin and starch in the clarified effluent to verify if the increase in  $C_{COD}$  fraction can be attributed to the addition of these *green* chemicals. In accordance with the present experimentation, Melin *et al.* (2002) demonstrated that DAF combined with an iron coagulant and a polyDADMAC polymer can capture mainly particles larger than 11  $\mu\text{m}$  and that COD fraction  $< 0.1 \mu\text{m}$  remains almost unaltered throughout the process and dominates in the clarified effluent.

v-PSD of MBBR effluent at 6 minute HRT indicated a major decline in particles larger than 200  $\mu\text{m}$  after enhanced flotation process (Figure 4-9B). However, the effect on smaller sized particles could not be determined with these v-PSD results as higher weight was given to larger particles.

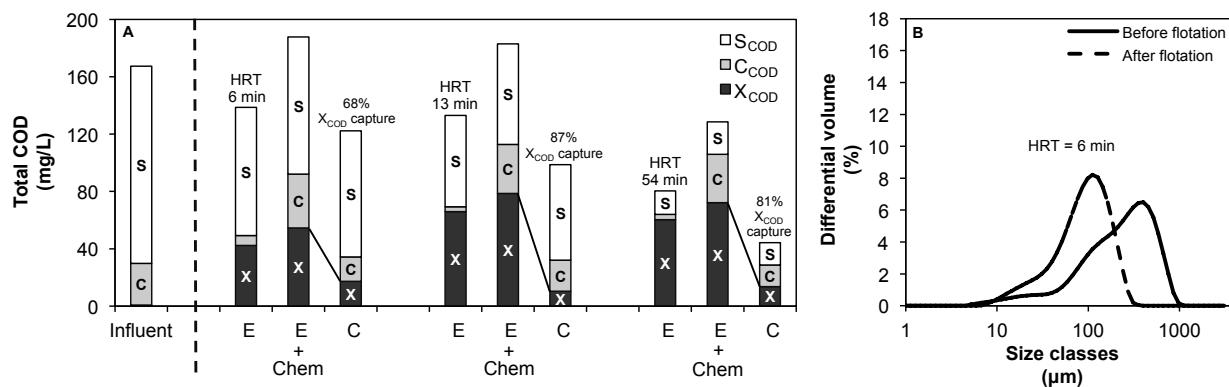


Figure 4-9. Effect of enhanced flotation combined with *green* chemicals on A) MBBR effluent COD fractionation and B) v-PSD (HRT = 6 minutes). MBBR: 20°C and 50% v/v K5 carriers.

Legend: E: MBBR effluent before enhanced flotation; Chem: COD addition due to *green* chemicals; C: clarified effluent.

## 4.4 Conclusions

The objectives of this experiment were 1) to optimize MBBR HRT and OLR to maximize biodegradable sludge production and 2) to determine the potential of an innovative enhanced flotation separation process combined with natural based *green* chemicals. A target TSS concentration of 10 mg/L was set in the separation process clarified effluent. An MBBR with a synthetic soluble feed was operated at seven operating conditions with OLR and HRT varied simultaneously from 4 to 34 kg COD m<sup>-3</sup> reactor d<sup>-1</sup> and from 6 to 54 minutes, respectively. The MBBR effluent was used afterwards for jar-test experiments and PSD analyses. The following conclusions were drawn:

- $CS_{COD}$  removal efficiency increased with HRT (and inversely with OLR) until 27 minutes (OLR of 7 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>), from which efficiency was maintained constant at 85%. Efficiency was significantly reduced by clogging issues occurring at high OLR and low HRT conditions (> 16 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> and < 13 minutes) and by temperature decrease of 10°C;
- An MBBR HRT of 22 to 37 minutes (OLR between 6 and 10 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>) for a temperature of 20°C is recommended to maximize the biotransformation of  $CS_{COD}$  into  $X_{COD}$  without MBBR clogging;
- Bimodal v-PSDs were observed in the MBBR effluent without evidence of agglomeration taking place for HRT < 37 minutes;
- The innovative enhanced flotation process combined with alum and charged or uncharged polymers reached a target TSS concentration of 10 mg/L in the MBBR clarified effluent. When *green* chemicals were used, bonds between solids and beads appeared to be more fragile, although they could reach a mean TSS concentration of 10 ± 3 mg/L in the MBBR clarified effluent.

An MBBR followed by an enhanced flotation process is a promising treatment combination that can result in a compact and sustainable process train for wastewater treatment and resource recovery.

## CHAPITRE 5 RÉSULTATS COMPLÉMENTAIRES

Ce chapitre aborde les résultats des essais complémentaires et est divisé en deux sections principales : 1) la récupération des boues biologiques à l'effluent d'un MBBR et 2) la récupération des matières particulières des eaux usées brutes de la StaRRE de Repentigny. La première section portant sur l'effluent d'un MBBR aborde : 1) les essais préliminaires sur l'effluent du MBBR de la StaRRE de Mascouche/Terrebonne, 2) les essais sur l'effluent du MBBR alimenté en affluent synthétique et 3) les essais sur l'effluent du MBBR alimenté en affluent réel à échelle laboratoire.

### 5.1 Récupération des boues biologiques à l'effluent d'un MBBR

#### 5.1.1 Effluent MBBR StaRRE Mascouche/Terrebonne

##### 1. Caractérisation

Les caractéristiques et la distribution de taille des particules (DTP) volumique (DTP-v) et en nombre (DTP-n) de l'effluent du MBBR de la StaRRE de Mascouche/Terrebonne sont présentées au Tableau 5-1 et à la Figure 5-1, respectivement. La DTP-v et -n de l'affluent du MBBR sont également présentées à la Figure 5-1. La DTP-v de l'affluent et de l'effluent du MBBR sont unimodales et évasées et s'étendent de 5 à 2000  $\mu\text{m}$  avec des pics d'intensité situés à 130  $\mu\text{m}$  et 145  $\mu\text{m}$ , respectivement.

Les échantillons d'affluent et d'effluent du MBBR de la StaRRE de Mascouche/Terrebonne ont été prélevés à des journées distinctes. En posant l'hypothèse que les caractéristiques de l'affluent et de l'effluent sont peu variables dans le temps compte tenu que la StaRRE dessert un réseau principalement résidentiel, il est possible de comparer leurs distributions. Un déplacement vers les plus grandes tailles est observé entre les DTP-v et -n de l'affluent et de l'effluent, ce qui est confirmé par les plus faibles médianes  $Dv50$  et  $Dn50$  pour l'affluent (Figure 5-1 et Tableau 5-1). Pour de prochains essais, il est recommandé d'effectuer les analyses de DTP sur des échantillons d'affluent et d'effluent du MBBR prélevés la même journée en prenant soin d'allouer un temps d'attente de l'ordre du TRH du procédé entre le prélèvement de l'affluent et celui de l'effluent.

## 2. Essais préliminaires de flottation améliorée

Des essais préliminaires ont été réalisés à fort dosage de réactifs et de billes de flottation afin d'étudier l'effet de la charge du polymère de PAM sur la performance de la flottation améliorée en termes de récupération des MES (Figure 5-2). La récupération des MES a varié entre 91 et 96% selon le polymère et aucun effet significatif de la charge du polymère n'a été observé. La concentration en MES visée, soit 10 mg MES/L, a été atteinte avec tous les polymères. Les polymères les plus performants sont les deux ayant une charge positive ou négative de l'ordre de 10-15%mol. Une observation visuelle des billes de flottation durant les TFB a révélé que celles-ci restent majoritairement collées aux parois du bâcher et inutilisées, indiquant qu'un dosage de 90 mg/L est trop élevé et peut être réduit.

Tableau 5-1. Caractéristiques de l'affluent et de l'effluent du MBBR de la StaRRE de Mascouche/Terrebonne.

<b>Paramètre</b>	<b>Symbol</b>	<b>Unités</b>	<b>Affluent</b>	<b>Effluent</b>
DCO totale	DCO	mg DCO/L	239 ± n.d.*	217 ± 19
DCO particulaire	X <sub>DCO</sub>	mg DCO/L	172 ± n.d.	156 ± 21
DCO colloïdale	C <sub>DCO</sub>	mg DCO/L	n.d.	n.d.
DCO soluble	S <sub>DCO</sub>	mg DCO/L	n.d.	n.d.
MES	X <sub>MES</sub>	mg MES/L	n.d.	120 ± 17
MVES	X <sub>MVES</sub>	mg MVES/L	n.d.	91 ± 11
Azote total Kjeldahl	NTK	mg N/L	n.d.	n.d.
Ammoniaque total	S <sub>NH4</sub>	mg N/L	n.d.	n.d.
Azote oxydé	S <sub>NOx</sub>	mg N/L	n.d.	n.d.
Phosphore total	PT	mg P/L	n.d.	n.d.
Orthophosphates	S <sub>PO4</sub>	mg P/L	n.d.	2,0 ± 0,3
Turbidité	-	UTN	n.d.	56 ± 7
Alcalinité	S <sub>Alk</sub>	mg CaCO <sub>3</sub> /L	n.d.	218 ± 7
pH	-	-	n.d.	8,0 ± 0,1
Médiane DTP-v	Dv50	µm	141 ± 3	166 ± 1
Médiane DTP-n	Dn50	µm	6,65 ± 0,08	8,5 ± 0,2

\*n.d. : non disponible

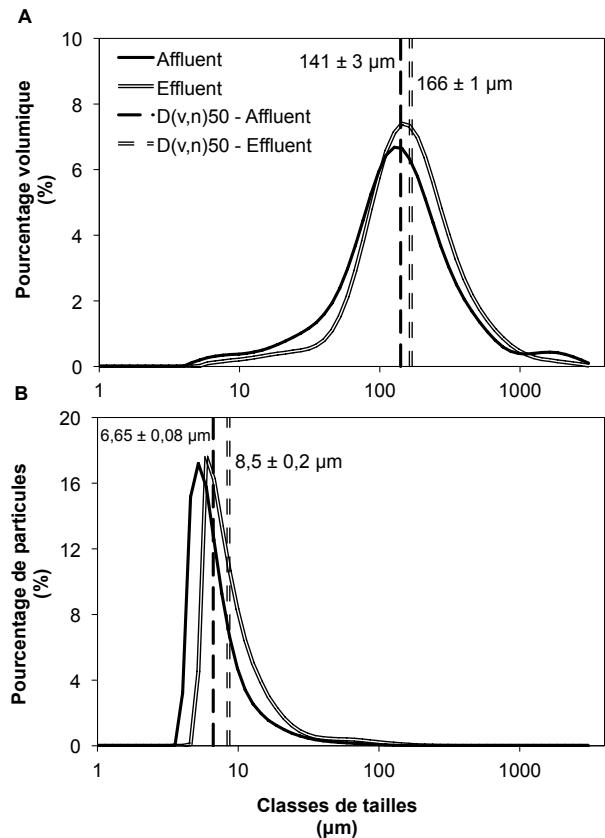


Figure 5-1. A) DTP-v et B) DTP-n de l'affluent et de l'effluent du MBBR de la StaRRE de Mascouche/Terrebonne.

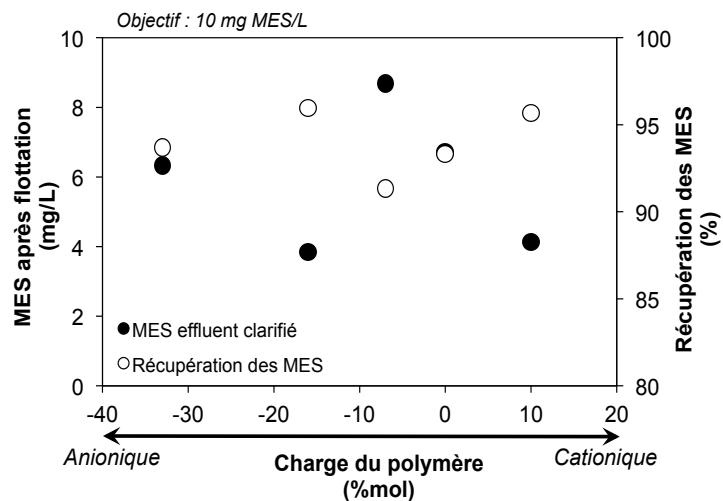


Figure 5-2. Effet de la charge du polymère de PAM sur la concentration finale et la récupération des MES après flottation améliorée. Coagulant : Alun et 0,6 mmol Al/L; Polymères : 3 mg/L; Billes de flottation : 90 mg/L. Concentration initiale MES :  $98 \pm 3$  mg MES/L.

Une comparaison préliminaire de la performance de la flottation améliorée et de la décantation classique a été effectuée aux mêmes dosages de réactifs. Pour ce faire, la même procédure de flottation améliorée a été appliquée pour la décantation hormis la phase de flottation qui a été remplacée par une phase de décantation (Figure 3-9). Un essai supplémentaire a été réalisé sans réactif (décantation statique) pour étudier la décantabilité de l'effluent du MBBR. Les résultats sont présentés au Tableau 5-2. L'efficacité de récupération des MES est similaire pour la décantation classique et la flottation améliorée (94%) alors qu'elle est réduite de 43% en décantation statique. Ceci est une indication de la faible décantabilité de l'effluent du MBBR et que des réactifs sont requis afin de floculer les petites particules non décantables.

Tableau 5-2. Comparaison préliminaire de la performance de la flottation améliorée et de la décantation classique et statique. Coagulant : Alun et 0,6 mmol Al/L; Polymère : PAM anionique et 3 mg/L; Billes de flottation : 90 mg/L. Concentration initiale MES :  $132,0 \pm 0,3$  mg MES/L.

Paramètre	Unités	Décantation statique	Décantation classique	Flottation améliorée
Concentration MES effluent clarifié	mg MES/L	$61 \pm \text{n.d.}^*$	$8,1 \pm 2,2$	$7,3 \pm 0,8$
Récupération des MES	%	$54 \pm \text{n.d.}$	$94 \pm 2$	$94,5 \pm 0,6$

\*n.d. : non disponible

### 5.1.2 Effluent MBBR échelle laboratoire

#### Affluent synthétique

Les caractéristiques et la DTP-v de l'effluent des MBBR à affluent synthétique ont été présentées à la section 4.3.1.

##### 1. Efficacité de divers coagulants non biodégradables

L'efficacité et la consommation d'alcalinité de divers coagulants de sels métalliques combinés avec un polymère de PAM anionique durant la flottation améliorée ont été comparées pour deux dosages, 0,2 et 0,3 mmol Me/L (Figure 5-3). Tel qu'attendu, la consommation d'alcalinité augmente avec la quantité de coagulant ajoutée. Cette tendance n'a pas été observée pour les

coagulants PAX-XL19 et SAX-23, qui ont conservé essentiellement la même consommation d'alcalinité pour les deux dosages. Le PAX-XL19 est un coagulant préhydrolysé consommant peu d'alcalinité, ce qui explique que l'augmentation de son dosage ait peu affecté la consommation d'alcalinité (Kemira Water Solutions, s.d.a). Le produit SAX-23 est une solution basique d'aluminate de sodium qui augmente l'alcalinité (Kemira Water Solutions, s.d.b).

La concentration en MES visée de 10 mg MES/L a seulement été atteinte pour des coagulants à base d'aluminium à 0,3 mmol Me/L. Les trois coagulants ayant le mieux performé sont, dans l'ordre, l'alun acidifié (ALS-A10), suivis du chlorure d'aluminium (ACL-28) et de l'alun (ALS). Toutefois, l'alun acidifié est le coagulant ayant la consommation d'alcalinité la plus élevée, soit près de 50% de consommation à 0,3 mmol Al/L.

La concentration en MES visée n'a pas été atteinte pour les coagulants de fer, ce qui pourrait être attribuable au pH non optimal de l'échantillon et/ou au dosage non optimal de fer. Lors de ces essais, le pH initial de l'effluent du MBBR était de 7,7 et est resté supérieur à 6,6 suite à l'ajout de coagulant, soit des pH largement supérieurs à la plage optimale des coagulants de fer, de 4 à 6, et situés à la limite supérieure de la plage optimale des coagulants d'aluminium, de 5 à 7 (Prévost, 2014). Par contre, la plage optimale de pH varie entre autres selon le type d'eau et la concentration de sels dissous de telle sorte que les coagulants de fer auraient parfois une plage optimale plus grande que ceux d'aluminium (Desjardins, 1997; Prévost, 2014). Par ailleurs, pour la récupération des MES par un traitement primaire avancé sur des eaux usées municipales, Sarparastzadeh et al. (2007) ont trouvé des pH optimaux similaires pour l'alun et le chlorure ferrique, soient supérieurs à 8. Des essais de détermination du pH optimal et du dosage optimal pour les divers coagulants auraient permis de vérifier si la diminution de la performance des coagulants de fer est due au pH et/ou au dosage non optimaux.

Une hypothèse pouvant justifier la meilleure performance de l'alun acidifié est qu'il a tendance à réduire davantage le pH de l'échantillon comparativement aux autres coagulants, soit en moyenne à pH de 6,8 qui se trouve dans la plage optimale des coagulants d'aluminium.

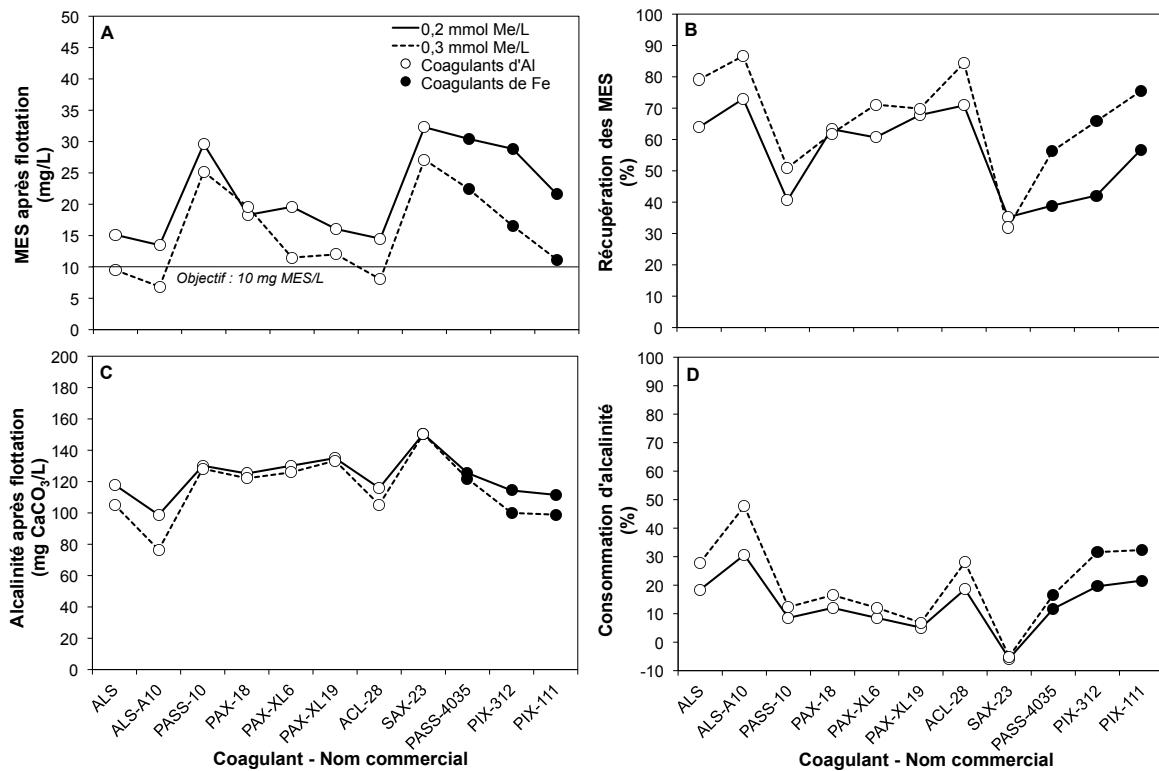


Figure 5-3. Effet de la nature du coagulant à base métallique sur A) la concentration finale de MES, B) la récupération des MES, C) la concentration finale en alcalinité et D) la consommation d'alcalinité après flottation améliorée. MBBR : TRH = 39 min, 20°C et 38% v/v K5. Polymère : PAM anionique et 1 mg/L; Billes de flottation : 9 mg/L. Concentration initiale MES et alcalinité : 45 ± 7 mg MES/L et 145 ± 2 mg CaCO<sub>3</sub>/L.

## 2. Efficacité du coagulant biosourcé Hydrex 3818

L'efficacité de récupération des MES et la production de boues de l'alun ont été comparées à celles du coagulant biosourcé, Hydrex 3818. Durant le procédé de flottation améliorée, des billes de flottation sont ajoutées et sont difficilement séparables des boues. Il est difficile d'évaluer par ce procédé la production de boues due uniquement à l'ajout de réactifs chimiques. Ainsi, la comparaison de l'efficacité et de la production de boues ont été réalisées avec le procédé de décantation classique, en effectuant cinq essais en parallèle (Figure 5-4) :

1. Essai en décantation statique, sans réactif : analyses sur l'effluent clarifié
2. Essai en décantation classique avec l'alun dosé à 0,3 mmol Al/L et un polymère de PAM anionique dosé à 1 mg/L : analyse sur l'effluent clarifié

3. Essai en décantation classique avec les mêmes dosages qu'à l'essai #2 : analyse sur l'effluent floculé
4. Essai en décantation classique avec le Hydrex 3818 dosé à 33 mg tanin/L et un polymère de PAM anionique dosé à 1 mg/L : analyse sur l'effluent clarifié
5. Essai en décantation classique avec les mêmes dosages qu'à l'essai #4 : analyse sur l'effluent floculé.

Pour analyser l'effluent floculé, la procédure de la décantation classique a été arrêtée à la fin de la phase de flocculation (Figure 5-4). Les flocs et l'eau clarifiée sont mélangés avant d'être analysés pour leur contenu en MES. Les résultats sont présentés au Tableau 5-3 ci-dessous.

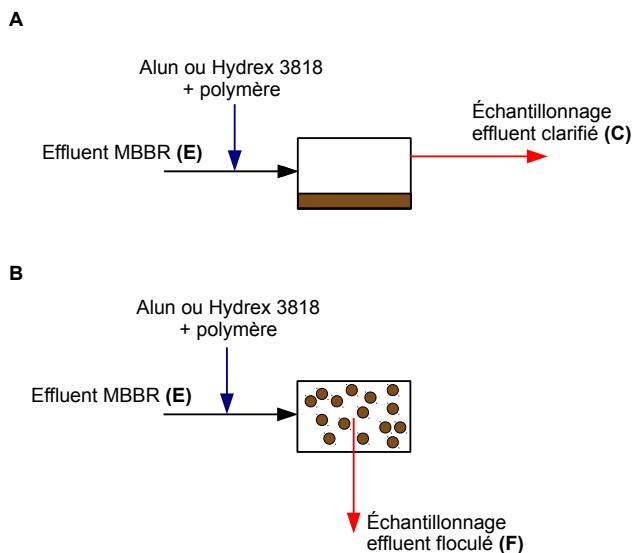


Figure 5-4. Détermination de l'efficacité et de la production de boues durant la décantation classique A) selon la quantité de MES récupérées (essais #1, 2 & 4) et B) selon la quantité de MES produites lors de la phase de la flocculation (essais #3 & 5).

La récupération des MES est réduite de 49 à 63% en décantation statique, ce qui confirme la nécessité d'ajouter des réactifs. L'efficacité de récupération des MES et la production de boues est moindre pour le coagulant biosourcé en comparaison avec l'alun. Les données ont été insérées dans le modèle développé par Ødegaard et Karlsson (1994) pour évaluer la production de boues ( $P_X$ ) (équation 3) :

$$P_X \text{ (mg MES/L)} = X_{MES,initiales} - X_{MES,finales} + K \cdot D \quad (3)$$

qui devient :

$$P_X \text{ (mg MES/L)} = X_{MES,E} - X_{MES,C} + K \cdot D \quad (24)$$

La  $P_X$  correspond à la concentration de MES dans l'effluent floculé moins celle dans le surnageant clarifié. Par exemple pour l'alun dosé à 0,3 mmol Al/L (8 mg Al/L) :

$$P_{X_{Alun}} = X_{MES,F} - X_{MES,C} = 77 \text{ mg MES/L} - 2 \text{ mg MES/L} = 75 \text{ mg MES/L} \quad (25)$$

$$P_{X_{Alun}} = 35 \text{ mg MES/L} - 2 \text{ mg MES/L} + K \cdot 8 \text{ mg Al/L} \quad (26)$$

$$K = 5,2 \text{ mg MES/mg Al} \quad \text{en conservant les décimales pour les calculs} \quad (27)$$

Le coefficient de  $P_X$  obtenu est légèrement inférieur à la plage typique pour les coagulants d'aluminium, soit de 6 à 9 mg MES/mg Al, et plus spécifiquement de 8 à 9 mg MES/mg Al pour l'alun (Ødegaard et Karlsson, 1994; Ødegaard, 2000). Un calcul similaire pour le coagulant biosourcé résulte en  $K = 0,5$  mg MES/mg tanin.

Il est possible de réduire la  $P_X$  sans nuire à la récupération des MES en injectant un polymère. Des expérimentations précédentes ont démontré qu'à un dosage de chlorure de polyaluminium donné, la  $P_X$  était réduite et la récupération des MES était augmentée en ajoutant un polymère cationique (Ødegaard et Karlsson, 1994). À de faibles dosages de coagulant et de polymère, la faible  $P_X$  et la haute efficacité de récupération des MES pourraient être dues à la diminution de la précipitation du coagulant (Ødegaard, 2000). Ceci peut expliquer que la valeur de  $K$  trouvée est plus faible que la plage typique, car le polymère a vraisemblablement réduit la  $P_X$  tout en augmentant l'efficacité de récupération des MES.

Le coefficient de  $P_X$  du Hydrex 3818 est faible, indiquant que l'ajout de ce coagulant résulte en très peu de précipitation. Dans une expérience précédente, l'ajout d'un polymère biosourcé à base de chitosane a permis d'améliorer la performance d'un coagulant d'aluminium tout en augmentant peu ou pas la  $P_X$  (Ødegaard, 1998).

Tableau 5-3. Comparaison de l'efficacité et de la production de boues de l'alun et du coagulant biosourcé Hydrex 3818. MBBR : TRH = 39 min, 20°C et 38% v/v K5. Coagulants : Alun (0,3 mmol Al/L) et Hydrex 3818 (33 mg tanin/L); Polymère : PAM anionique (1 mg/L).

Paramètre	Unités	Décantation statique	Décantation Alun	Décantation Hydrex 3818
X <sub>MES</sub> - E*	mg MES/L	35	35	35
X <sub>MES</sub> - C	mg MES/L	22	1,6	11
X <sub>MES</sub> - F	mg MES/L	-	77	51
Récupération des MES	%	35	95	69
Production de MES	%	-	121	47
K, coefficient de P <sub>X</sub>	mg MES/ mg coagulant	-	5,2	0,5

\*E : Effluent MBBR

C : Effluent clarifié

F : Effluent floqué

### 3. Effet des conditions d'opération des MBBR

Afin d'étudier l'effet des conditions d'opération des MBBR sur la performance du procédé de la flottation améliorée, la même procédure de TFB et les mêmes dosages de coagulant biosourcé (Hydrex 3818 et 33 mg tanin/L), de polymère biosourcé (Hydrex 3842 et 20 mg/L) et de billes de flottation (9 mg/L) ont été appliqués à l'effluent des MBBR. L'effet du TRH et du TCO sur la performance du procédé a été présenté à la section 4.3.2. L'influence de la température, du degré de remplissage et du type de garnissage sont abordées dans cette section et les résultats sont présentés au Tableau 5-4. La concentration de MES et le fractionnement de la DCO à l'effluent des MBBR avant et après clarification par la flottation améliorée sont présentés.

Le pourcentage d'enlèvement de la X<sub>DCO</sub> a été calculé en considérant la contribution en X<sub>DCO</sub> des réactifs biosourcés. L'ajout de DCO du produit Hydrex 3818 a été évalué en mesurant la concentration de DCO du produit commercial liquide (DCO<sub>H3818</sub>) et en multipliant par le volume ajouté durant les TFB (V<sub>H3818</sub>).

La DCO totale ajoutée par le produit Hydrex 3818 est égale à :

$$DCO_{H3818\_ajoutée} (\text{mg DCO/L}) = \frac{DCO_{H3818} (\text{mg DCO/L}) \times V_{H3818} (\text{mL})}{V_{échantillon} (\text{L})} \times \frac{1 \text{ L}}{1000 \text{ mL}} \quad (28)$$

avec V<sub>échantillon</sub> le volume d'échantillon à traiter.

L'ajout de  $X_{DCO}$  est calculé selon la concentration en  $X_{DCO}$  mesurée du produit commercial :

$$X_{DCO\_H3818\_ajoutée} (\text{mg DCO/L}) = \frac{X_{DCO\_H3818} (\text{mg DCO/L}) \times V_{H3818} (\text{mL})}{V_{échantillon} (\text{L})} \times \frac{1 \text{ L}}{1000 \text{ mL}} \quad (29)$$

Le calcul est analogue pour les fractions  $C_{DCO}$  et  $S_{DCO}$ .

Compte tenu que des solutions de polymère sont préparées à chaque série d'essais, le calcul d'ajout de DCO pour le produit Hydrex 3842 doit considérer les masses réelles pesées de poudre.

La DCO totale ajoutée par le produit Hydrex 3842 est égale à :

$$DCO_{H3842\_ajoutée} (\text{mg DCO/L}) = \frac{DCO_{H3842} (\text{mg DCO/L}) \times C_{solution\ 2} (\text{g/L}) \times V_{H3842} (\text{mL})}{C_{solution\ 1} (\text{g/L}) \times V_{échantillon} (\text{L})} \times \frac{1 \text{ L}}{1000 \text{ mL}} \quad (30)$$

Avec  $V_{H3842}$  le volume de solution de polymère ajouté lors des TFB.  $C_{solution\ 1}$  est la concentration de la solution de polymère préparée lors de l'évaluation de la concentration en DCO et permet d'exprimer la concentration de DCO du polymère en termes de masse de polymère (mg DCO/g polymère).  $C_{solution\ 2}$  est la concentration de la solution de polymère préparée lors du TFB. Le calcul est analogue pour les autres fractions de la DCO. L'hypothèse que la concentration de DCO des réactifs reste inchangée dans le temps a été posée.

Selon les résultats, l'ajout de DCO par les réactifs biosourcés est significatif et est en moyenne de 49 mg/L pour la DCO totale (Tableau 5-4). Les réactifs contribuent à l'ajout d'en moyenne 17% de la  $X_{DCO}$  à enlever (somme de la  $X_{DCO}$  de l'effluent et des réactifs), ce qui est considérable compte tenu que leur potentiel biométhanisable n'a pas été confirmé. Les fractions  $C_{DCO}$  et  $S_{DCO}$  ajoutés des réactifs sont respectivement en moyenne de 31 mg DCO/L et 6 mg DCO/L.

En comparaison, la concentration de DCO totale de l'alun mesurée pour un dosage de 0,2 mmol Al/L a été mesurée à 1 mg DCO/L et celle d'un polymère de PAM anionique pour un dosage de 1 mg polymère/L a été mesurée à 2 mg DCO/L, soient des concentrations inférieures à la limite de détection de la mesure. La contribution de la DCO des réactifs non biodégradables représente environ 2% de la DCO totale de l'effluent des MBBR et est négligeable pour les dosages typiquement utilisés (résultats non présentés).

La concentration de MES à l'effluent du MBBR avec un remplissage de 60% v/v de K3 semble être plus élevée que celle du MBBR avec un remplissage de 50% v/v de K5, pour un même TRH et TCO. Ceci est contraire à ce qui est attendu, car la surface disponible pour la croissance du biofilm reste inférieure pour la condition OC2\_K3 compte tenu que la surface spécifique du K3,

500 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, est beaucoup plus faible que celle du K5, 800 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, et que le degré de remplissage supérieur de 10% v/v n'est pas suffisant pour la contrebalancer (MDDELCC, 2011a, 2011b). En effet, la surface utile pour un remplissage de 60% v/v de K3 est de 0,3 m<sup>2</sup> (volume de liquide dans le MBBR ~ 970 mL) et la surface utile pour un remplissage de 50% v/v de K5 est de 0,4 m<sup>2</sup> (volume de liquide dans le MBBR ~ 870 mL). Ce qui réduit la quantité de biofilm pouvant favoriser la production de matière particulaire.

La concentration de MES à l'effluent des MBBR ne semble pas être affectée par la température ni par le degré de remplissage car les résultats sont assez similaires à 10 ou à 20°C et à 38 ou à 50% v/v de K5. Tel que présenté à la section 4.3.1, la température n'a pas eu un effet significatif sur la production de MES à l'effluent, ce qui est en accord avec la similitude des concentrations de MES à 10 et 20°C. Des essais supplémentaires à d'autres températures et degrés de remplissage auraient permis de confirmer leur effet sur la concentration de MES.

Les fractions  $C_{DCO}$  et  $S_{DCO}$  à l'effluent clarifié semblent avoir augmenté par rapport à l'effluent avant ajout de réactifs. Cette augmentation pourrait être due à la contribution des réactifs à ces fractions de la DCO. La concentration en  $S_{DCO}$  à l'effluent clarifié est assez rapprochée de celle calculée en additionnant la contribution des réactifs à la  $S_{DCO}$  de l'effluent avant traitement. Ceci indique que la flottation améliorée ne semble pas enlever la fraction soluble et confirme l'hypothèse de DCO résiduelle associée aux réactifs. Une partie de la fraction colloïdale semble être enlevée par la flottation améliorée car la concentration en  $C_{DCO}$  à l'effluent clarifié est systématiquement inférieure à celle trouvée en additionnant la contribution des réactifs à la  $C_{DCO}$  de l'effluent avant traitement.

La récupération des MES n'a pas été affectée par la réduction de la température pour la condition OC3 alors qu'elle est nettement supérieure à 10°C pour la condition OC4. La récupération des MES est réduite de 16% en optant pour le remplissage de 60% v/v de K3 versus 50% v/v de K5 et elle est augmentée de 15% en réduisant le degré de remplissage à 38% v/v de K5 versus 50% v/v de K5.

Les résultats présentés sont associés aux essais effectués lors de l'atteinte de la quasi-stabilité et en absence de colmatage des supports mobiles des MBBR. Davantage de réplicats d'expérimentation et de conditions d'opération différentes de température et de remplissage

auraient permis de statuer plus précisément sur l'effet de la température, du degré et du type de garnissage sur l'efficacité de la flottation améliorée.

Tableau 5-4. Résumé des résultats de récupération des MES et d'enlèvement de la  $X_{DCO}$  par la flottation améliorée selon la température, le degré et le type de garnissage dans les MBBR à échelle laboratoire. Coagulant : Hydrex 3818 et 33 mg tanin/L; Polymère : Hydrex 3842 et 20 mg/L. Les écarts-types obtenus sont présentés.

<b>Paramètre</b>	<b>Unités</b>	<b>OC2</b>	<b>OC2_K3</b>	<b>OC3_10°C</b>	<b>OC3_20°C</b>	<b>OC4_10°C</b>	<b>OC4_20°C</b>	<b>OC6</b>	<b>OC6_38%</b>	<b>A* réel</b>
TRH	min	9 ± 1	11 ± 2	13,5 ± 0,1	13 ± 1	23 ± 1	22 ± 1	37 ± 1	39 ± 3	34 à 41
TCO	kg DCO m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup>	24 ± 1	23 ± 1	13,11 ± 0,01	15,6 ± 0,5	7,85 ± 0,02	9,6 ± 0,3	6,1 ± 0,1	5,9 ± 0,2	10 à 13
Température	°C	20	20	10	20	10	20	20	20	20
Garnissage	% v/v; média	50; K5	60; K3	50; K5	50; K5	50; K5	50; K5	50; K5	38; K5	38; K3
DCO - E	mg DCO/L	-	151	148	133	132	-	-	128	240
X <sub>DCO</sub> - E	mg DCO/L	-	74	50	66	59	-	-	87	195
C <sub>DCO</sub> - E	mg DCO/L	-	14	12	3	14	-	-	11	11
S <sub>DCO</sub> - E	mg DCO/L	-	63	86	64	60	-	-	29	34
X <sub>MES</sub> - E	mg MES/L	35	46	47	35 ± 8	45	40 ± 5	46 ± 3	58 ± 13	141
DCO - R	mg DCO/L	49	50	49	50	49	49	49	48	50
X <sub>DCO</sub> - R	mg DCO/L	12	13	12	13	12	12	12	12	13
C <sub>DCO</sub> - R	mg DCO/L	30	31	31	31	31	30	30	30	31
S <sub>DCO</sub> - R	mg DCO/L	6	6	6	6	6	6	6	6	6
<b>DCO - E + R</b>	<b>mg DCO/L</b>	<b>-</b>	<b>201</b>	<b>197</b>	<b>183</b>	<b>182</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>176</b>	<b>290</b>
<b>X<sub>DCO</sub> - E + R</b>	<b>mg DCO/L</b>	<b>-</b>	<b>86</b>	<b>62</b>	<b>79</b>	<b>71</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>99</b>	<b>208</b>
<b>C<sub>DCO</sub> - E + R</b>	<b>mg DCO/L</b>	<b>-</b>	<b>45</b>	<b>43</b>	<b>34</b>	<b>45</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>42</b>	<b>42</b>
<b>S<sub>DCO</sub> - E + R</b>	<b>mg DCO/L</b>	<b>-</b>	<b>70</b>	<b>92</b>	<b>70</b>	<b>66</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>35</b>	<b>40</b>
DCO - C	mg DCO/L	-	112	122	99	97	-	-	52	98
X <sub>DCO</sub> - C	mg DCO/L	-	21	9	10	17	-	-	2	42
C <sub>DCO</sub> - C	mg DCO/L	-	24	21	22	15	-	-	19	19
S <sub>DCO</sub> - C	mg DCO/L	-	67	92	67	65	-	-	30	37
X <sub>MES</sub> - C	mg MES/L	8	16	5,2 ± 0,2	6 ± 2	8,6 ± 0,7	13,7 ± 0,3	9,73 ± 0,05	5,2 ± 0,1	34
<b>Enlèvement X<sub>DCO</sub></b>	<b>%</b>	<b>-</b>	<b>76</b>	<b>86</b>	<b>87</b>	<b>77</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>98</b>	<b>80</b>
<b>Récupération MES</b>	<b>%</b>	<b>78</b>	<b>65</b>	<b>88,9 ± 0,4</b>	<b>85 ± 3</b>	<b>81 ± 2</b>	<b>66 ± 5</b>	<b>79 ± 1</b>	<b>91 ± 2</b>	<b>76</b>

A : Affluent MBBR; E : Effluent MBBR

R : Réactifs; C : Effluent clarifié

## Affluent réel

### 1. Caractérisation

Les caractéristiques et la DTP volumique (DTP-v) et en nombre (DTP-n) de l'affluent du MBBR à échelle laboratoire à affluent réel sont présentées au Tableau 5-5 et à la Figure 5-5 respectivement. La DTP-v est bimodale et évasée et s'étend de 5 à 700 µm. Les deux modes sont situés à 30 et à 200 µm avec une plus grande proportion de particules à 30 µm.

La DTP-v et -n de l'affluent des MBBR à affluent synthétique pour des conditions similaires de TRH, OC6 avec TRH = 37 min, et de TCO, OC3\_20°C avec 16 kg DCO m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>, sont également présentées pour comparaison. Peu importe le type d'affluent, les DTP-v restent très évasées. La DTP-v de l'affluent des MBBR à affluent synthétique est également bimodale mais avec une plus grande proportion de particules larges de plus de 100 µm. L'affluent synthétique étant entièrement sous forme soluble et colloïdale, la DTP mesurée représente seulement ce qui a été produit dans le MBBR. En comparaison, l'affluent réel contient au départ une fraction particulaire qui est pratiquement inchangée à un tel faible TRH (de 34 à 41 minutes) et qui est mesurée dans la DTP en plus de la fraction produite. La fraction particulaire de l'affluent réel consiste en des particules difficilement décantables, vraisemblablement de petites particules, compte tenu qu'il est préparé en utilisant le surnageant d'eaux usées brutes décantées. Il est possible que le premier mode de la DTP-v de l'affluent du MBBR à affluent réel corresponde principalement à la fraction particulaire déjà présente et non floculée ni hydrolysée dans le réacteur, alors que le second mode représente la biomasse détachée.

La DTP-n indique qu'au contraire davantage de particules de taille supérieure à 10 µm sont présentes à l'affluent du MBBR à affluent réel. Les tailles fournies en termes de volume sont systématiquement plus élevées que celles fournies en termes de nombre, ce qui est confirmé par les plus faibles médianes  $Dn50$  en comparaison avec les  $Dv50$  (indiquées également sur la Figure 5-5).

### 2. Performance de la flottation améliorée

L'efficacité de la flottation améliorée combinée à des réactifs biosourcés en termes de récupération des MES et d'enlèvement de la  $X_{DCO}$  (incluant la contribution des réactifs) a été

présentée au Tableau 5-4. Tel qu'attendu, les concentrations de MES et de  $X_{DCO}$  étaient plus élevées à l'effluent du MBBR à affluent réel en comparaison avec celles à l'effluent des MBBR à affluent synthétique soluble, puisque la fraction particulaire inclut ce qui était présent au départ dans l'affluent et la production dans le réacteur. Une augmentation des fractions  $C_{DCO}$  et  $S_{DCO}$  au cours du procédé de séparation a également été observée et semble être due à l'ajout de réactifs biosourcés.

Pour des conditions d'opération similaires de TRH, OC6 avec TRH = 37 min, et de TCO, OC3\_20°C avec 16 kg DCO m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>, l'efficacité de récupération des MES et l'enlèvement de la  $X_{DCO}$  étaient plus faibles pour l'effluent du MBBR à affluent réel. Ceci pourrait être expliqué par l'importante fraction particulaire difficilement décantable présente à l'affluent réel et qui est restée inchangée dans le réacteur.

Tableau 5-5. Caractéristiques de l'effluent du MBBR à échelle laboratoire à affluent réel.

Paramètre	Symbole	Unités	Moyenne
DCO totale	DCO	mg DCO/L	240 ± n.d.*
DCO particulaire	$X_{DCO}$	mg DCO/L	195 ± n.d.
DCO colloïdale	$C_{DCO}$	mg DCO/L	11 ± n.d.
DCO soluble	$S_{DCO}$	mg DCO/L	34 ± n.d.
MES	$X_{MES}$	mg MES/L	60 ± 70 (18 à 141)
MVES	$X_{MVES}$	mg MVES/L	n.d.
Azote total Kjeldahl	NTK	mg N/L	n.d.
Ammoniaque total	$S_{NH4}$	mg N/L	n.d.
Azote oxydé	$S_{NOx}$	mg N/L	n.d.
Phosphore total	PT	mg P/L	n.d.
Orthophosphates	$S_{PO4}$	mg P/L	n.d.
Turbidité	-	UTN	n.d.
Alcalinité	$S_{Alk}$	mg CaCO <sub>3</sub> /L	273 ± 9
pH	-	-	7,7 ± n.d.
Médiane DTP-v	Dv50	µm	58,5 ± 0,8
Médiane DTP-n	Dn50	µm	10,5 ± 0,3

\*n.d. : non disponible

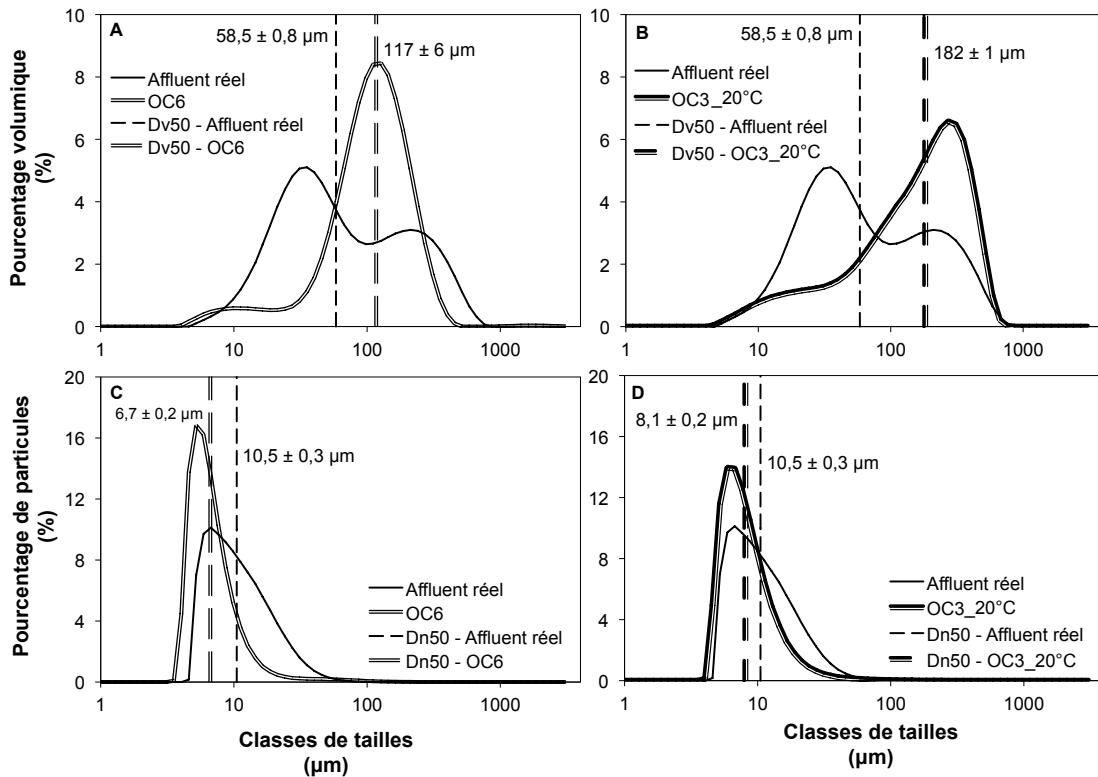


Figure 5-5. (A, B) DTP-v et (C, D) DTP-n de l’effluent du MBBR à échelle laboratoire à affluent réel. Les DTP à des conditions analogues de TRH (OC6; A, C) et de TCO (OC3\_20°C; B, D) de l’effluent des MBBR à affluent synthétique sont présentées.

## 5.2 Eaux usées brutes StaRRE Repentigny

### 5.2.1 Caractérisation

Les caractéristiques et la DTP volumique (DTP-v) et en nombre (DTP-n) des eaux usées brutes de la StaRRE de Repentigny sont présentées au Tableau 5-6 et à la Figure 5-6 respectivement. La DTP-v est unimodale et évasée et s’étend de 4 à 3000 µm.

Tableau 5-6. Caractéristiques des eaux usées brutes de la StaRRE de Repentigny.

<b>Paramètre</b>	<b>Symbol</b>	<b>Unités</b>	<b>Moyenne</b>
DCO totale	DCO	mg DCO/L	346 ± 22
DCO particulaire	X <sub>DCO</sub>	mg DCO/L	254 ± 50
DCO colloïdale	C <sub>DCO</sub>	mg DCO/L	16 ± 10
DCO soluble	S <sub>DCO</sub>	mg DCO/L	80 ± 31
MES	X <sub>MES</sub>	mg MES/L	255 ± 104
MVES	X <sub>MVES</sub>	mg MVES/L	154 ± 49
Azote total Kjeldahl	NTK	mg N/L	37 ± n.d.*
Ammoniaque total	S <sub>NH4</sub>	mg N/L	30 ± n.d.
Azote oxydé	S <sub>NOx</sub>	mg N/L	<0,05 ± n.d.
Phosphore total	PT	mg P/L	4,5 ± n.d.
Orthophosphates	S <sub>PO4</sub>	mg P/L	1,7 ± n.d.
Turbidité	-	UTN	69 ± 7
Alcalinité	S <sub>Alk</sub>	mg CaCO <sub>3</sub> /L	230 ± 20
pH	-	-	7,5 ± 0,5
Médiane DTP-v	Dv50	µm	117 ± 7
Médiane DTP-n	Dn50	µm	5,4 ± 0,5

\*n.d. : non disponible

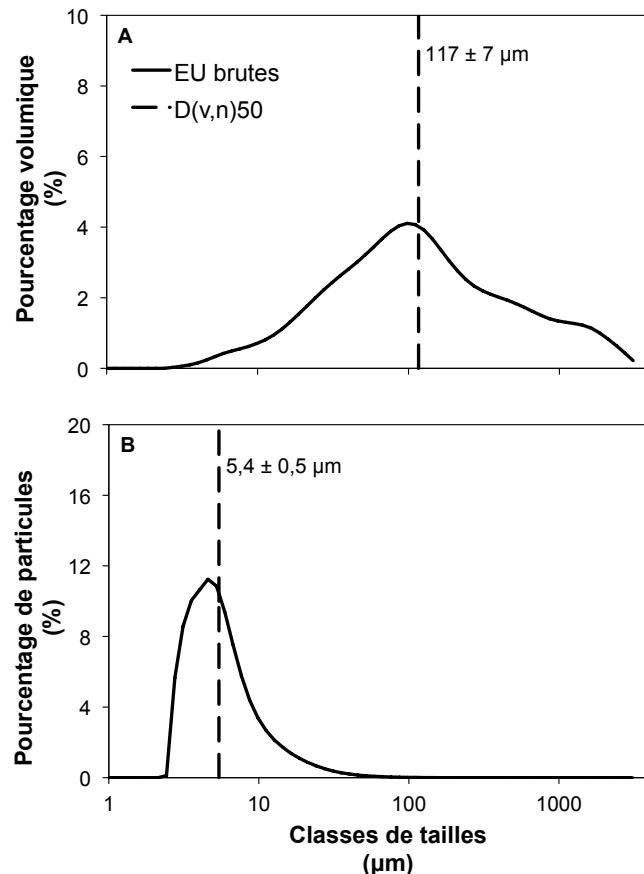


Figure 5-6. A) DTP-v et B) DTP-n des eaux usées (EU) brutes de la StaRRE de Repentigny.

## 5.2.2 Étude comparative de divers procédés de séparation

### Paramètres influençant la décantation lestée

Plusieurs essais ont été effectués afin d'étudier l'effet de la concentration et de la granulométrie du microsable de silice et de l'ordre d'injection des réactifs sur la performance de la décantation lestée.

#### 1. Granulométrie du microsable et gradient de vitesse

D'abord en guise de validation, la granulométrie du microsable de silice donnée par le fournisseur a été vérifiée (Figure 5-7). La granulométrie du microsable utilisé pour cette étude a été mesurée après conditionnement et séchage de celui-ci, afin de le caractériser tel qu'il est

introduit dans les TFB. La granulométrie obtenue diffère grandement de celle du fournisseur, ce qui se répercute en des valeurs éloignées des paramètres  $D_{10}$ ,  $D_{60}$  et  $C_U$ . Cette différence pourrait être attribuable au fait que dans la présente étude la granulométrie a été mesurée sur le microsable conditionné, alors que la granulométrie du fournisseur a vraisemblablement été mesurée sur le microsable brut. Le conditionnement a tendance à retirer les poussières mais également les grains de sable fins, ce qui a pu causer le déplacement de la distribution cumulative vers les plus grandes tailles. Le conditionnement a vraisemblablement changé le diamètre moyen du microsable, spécifié à 85  $\mu\text{m}$  par le fournisseur. Pour des expérimentations subséquentes, il est recommandé de déterminer le diamètre moyen après conditionnement.

L'influence de la granulométrie sur la performance de la décantation lestée a été étudiée pour l'alun et le coagulant biosourcé Hydrex 3818. Pour ce faire, du microsable à granulométrie entière ou de tailles inférieures à 250, 200, 160 et 125  $\mu\text{m}$  ont été utilisés pour les TFB (Figure 5-8). Une seconde série d'essais a été réalisée à un gradient de vitesse (G) plus élevé ( $233 \text{ s}^{-1}$  versus  $165 \text{ s}^{-1}$ ) pour étudier son effet (Figure 5-8).

La taille du microsable n'a pas influencé significativement la performance car l'efficacité est restée très élevée peu importe la taille du microsable. Tel qu'attendu, la récupération des MES est réduite à un gradient de vitesse plus élevé, car les flocs lestés peuvent être désagrégés sous l'action d'une force de cisaillement trop élevée. Pour des essais futurs, il est suggéré de tester la décantation lestée pour des tailles de microsable inférieures à 125  $\mu\text{m}$ .

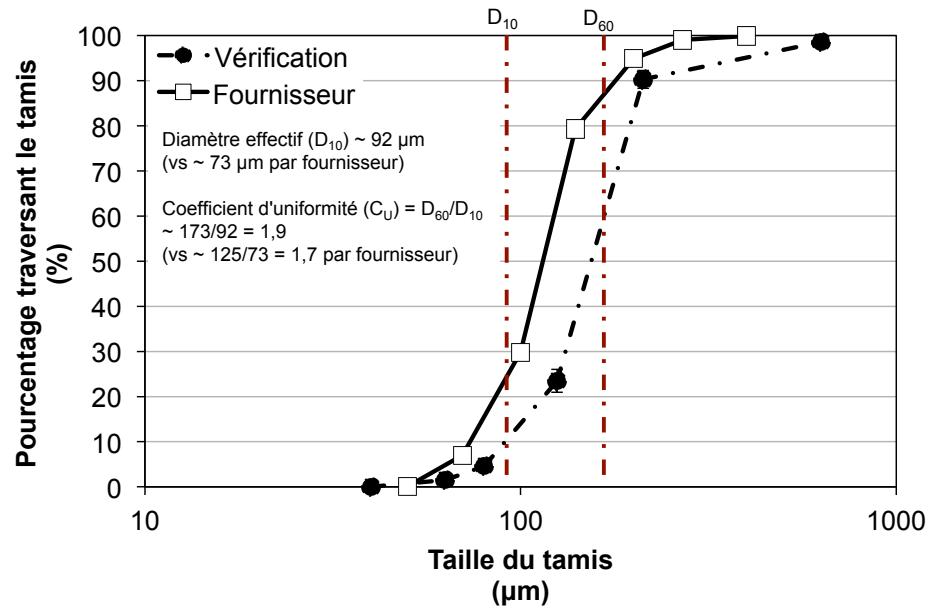


Figure 5-7. Vérification de la granulométrie du microsable de silice. Les paramètres  $D_{10}$ ,  $D_{60}$  et  $C_U$  sont également présentés. Les barres d'erreur représentent les écarts-types et ne sont pas montrées si elles sont plus petites que la taille des symboles.

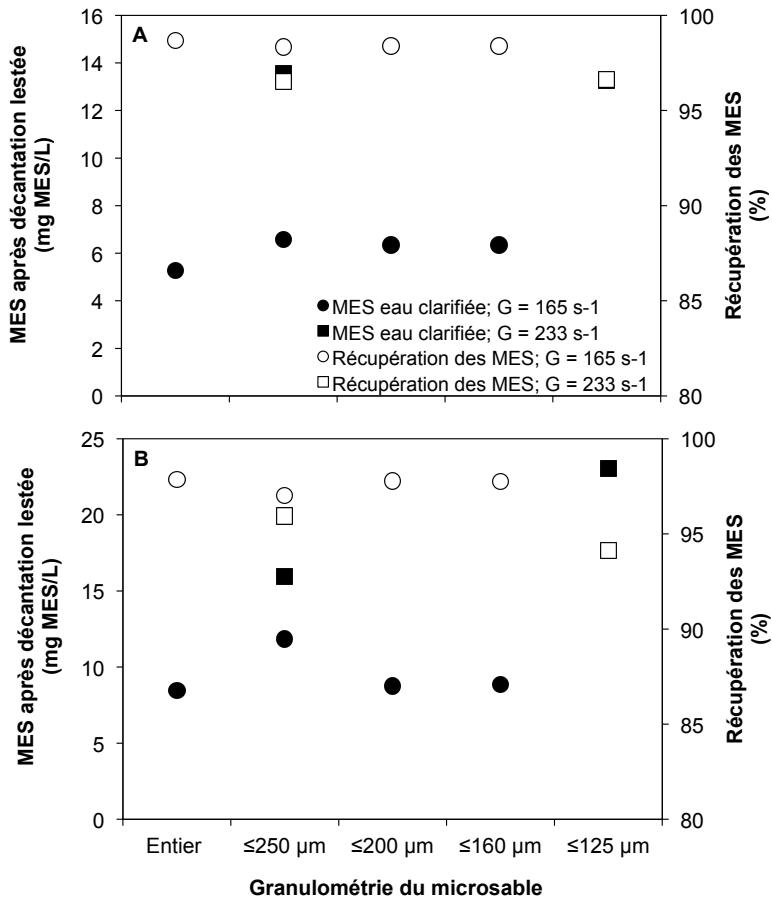


Figure 5-8. Effet de la granulométrie du microsable et du gradient de vitesse sur la concentration et la récupération des MES après décantation lestée pour A) l'alun (0,3 mmol Al/L) et pour B) le Hydrex 3818 (33 mg tanin/L).

## 2. Concentration de microsable de silice

L'effet de la concentration de microsable de silice sur la performance de la décantation lestée a été étudié. Des essais à fortes concentrations, de 5 à 25 g/L de microsable ont été réalisés avec du sulfate ferrique (Figure 5-9) suivis d'essais à faibles concentrations, de 1 à 10 g/L de microsable avec de l'alun (Figure 5-10).

À de fortes concentrations avec le sulfate ferrique, l'augmentation de la concentration de microsable semble avoir eu un effet négatif sur la récupération des MES. Une hypothèse est que la majorité du microsable incorporé ou non incorporé a tendance à décanter très rapidement puisqu'il a une densité relative élevée, mais une portion du microsable fin non incorporé au floc pourrait rester en suspension. Par ailleurs, plus la concentration de microsable est grande, plus la

probabilité de collisions est élevée. Ceci peut avoir un impact positif sur la floculation en favorisant davantage de contacts entre les flocs et le microsable, mais peut également favoriser le bris des flocs nouvellement lestés.

À de faibles concentrations avec l'alun, aucune tendance entre la concentration de microsable et l'efficacité de la récupération des MES n'a été observée.

La performance de la décantation lestée est systématiquement plus faible pour les essais à forte concentration de microsable en comparaison avec ceux à faible concentration. Pour une même concentration de microsable de 10 g/L, l'efficacité de récupération des MES est nettement supérieure pour l'alun que pour le sulfate ferrique (99% versus 77%). Les essais à forte concentration de microsable avec le sulfate ferrique ont été réalisés à un gradient de vitesse plus élevé, ce qui a vraisemblablement nui à l'efficacité de la floculation. Les essais à faible et à forte concentration de microsable ont été réalisés sur des eaux usées brutes non échantillonnées la même journée et non entreposées pendant une même période, soit de 6 jours et 31 jours respectivement. Un temps de stockage plus long a peut-être nui à la performance de récupération des MES.

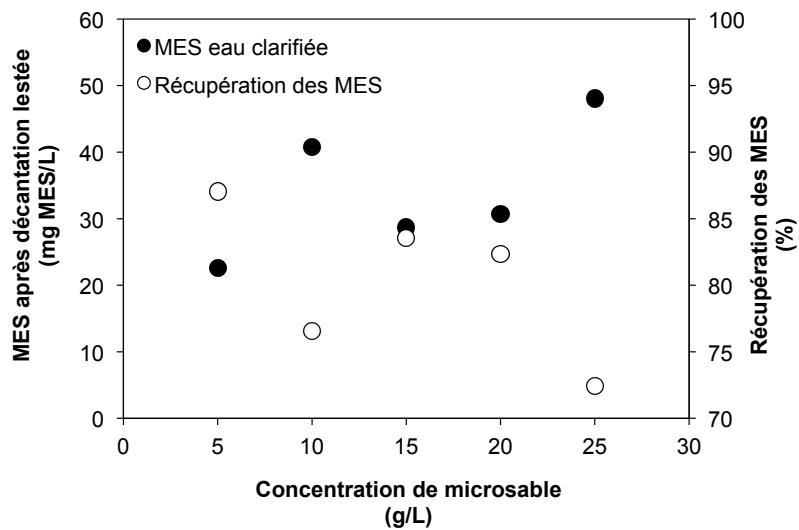


Figure 5-9. Effet de fortes concentrations de microsable de silice sur l'efficacité de récupération des MES par décantation lestée. Coagulant : sulfate ferrique et 0,4 mmol Fe/L; Polymère : PAM anionique et 1 mg/L; G : 233 s<sup>-1</sup>.

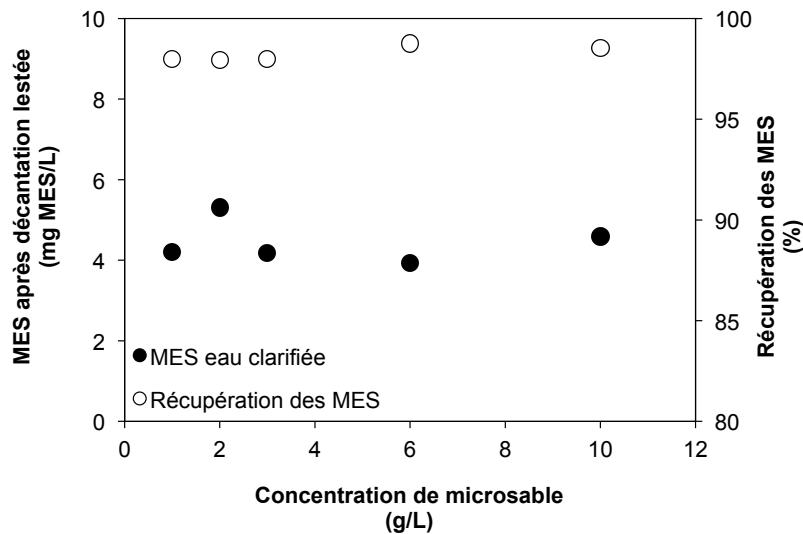


Figure 5-10. Effet de faibles concentrations de microsable de silice sur l'efficacité de récupération des MES par décantation lestée. Coagulant : alun et 0,3 mmol Al/L; Polymère : PAM anionique et 0,5 mg/L; G : 165 s<sup>-1</sup>.

### 3. Essais cinétiques de décantation lestée

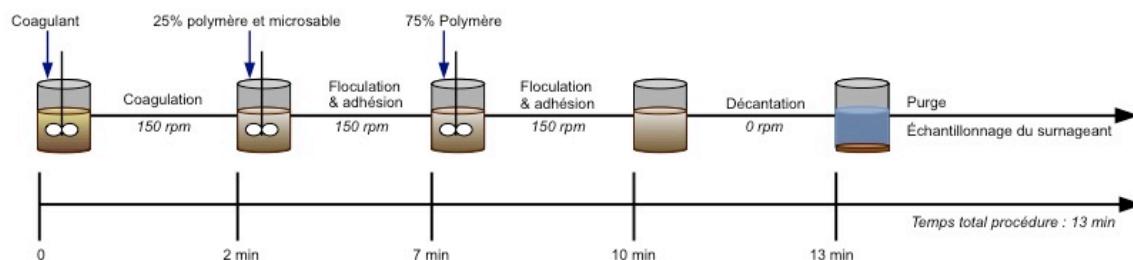
La procédure de la décantation lestée utilisée s'effectue à une vitesse d'agitation constante, soit de 150 rpm (gradient de vitesse de 165 s<sup>-1</sup>). Dans un essai préliminaire où la vitesse d'agitation a été variée de 100 à 200 rpm (100 à 240 s<sup>-1</sup>) dans un B-KER<sup>2</sup> de 2 L contenant 10 g/L de microsable, la vitesse minimale pour laquelle le microsable était majoritairement en suspension et non décanté était de 150 rpm. À des vitesses inférieures, le microsable n'était pas maintenu en suspension (résultats non présentés). Il semble donc que la vitesse d'agitation minimale requise soit de 150 rpm ou un gradient de vitesse minimal de 165 s<sup>-1</sup>.

Des essais cinétiques de modification de la procédure de la décantation lestée ont été effectués afin de déterminer si la séquence conventionnelle (Figure 3-9) est optimale. La procédure conventionnelle comprend deux phases de flocculation et d'adhésion du microsable au floc : la première après l'injection du microsable et de 25% du polymère et la seconde après l'injection de 75% du polymère.

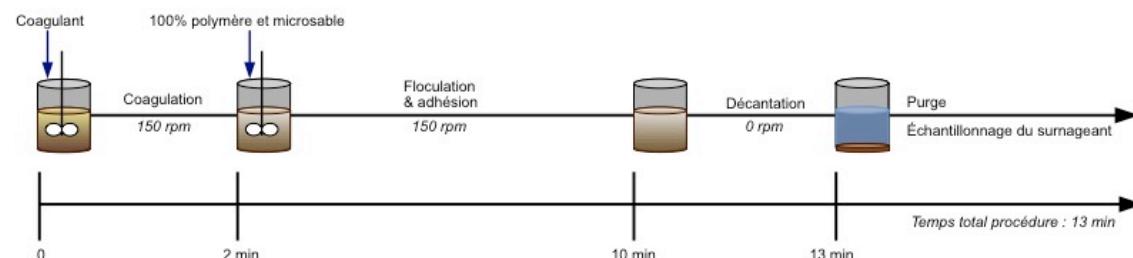
Suite à la première injection du polymère, des flocs volumineux se forment et se désagrègent très rapidement après environ 30 secondes d'agitation et réapparaissent après la seconde injection de polymère. Il semble que la procédure pourrait être raccourcie et optimisée si l'injection du polymère était effectuée à un seul moment durant la séquence (procédure modifiée 1) et si le

temps de flocculation était réduit (procédure modifiée 2) (Figure 5-11). En comparant la procédure conventionnelle avec les deux procédures modifiées à des dosages égaux de réactifs et de microsable de silice, la procédure offrant une meilleure récupération des MES est celle la plus courte avec l'injection du polymère à un seul moment et une flocculation de 30 secondes. Les efficacités des trois procédures restent néanmoins très élevées et assez rapprochées. Il semble que l'enrobage du polymère sur les flocs et la formation de liaisons entre les flocs et le microsable par le polymère dans la procédure conventionnelle puissent être réduits à une seule phase de flocculation.

#### Procédure conventionnelle – 6 mg MES/L (97% récupération)



#### Procédure modifiée 1 : Injection du polymère à un moment – 9 mg MES/L (96% récupération)



#### Procédure modifiée 2 : Injection du polymère à un moment et flocculation de 30 s – 4 mg MES/L (98% récupération)

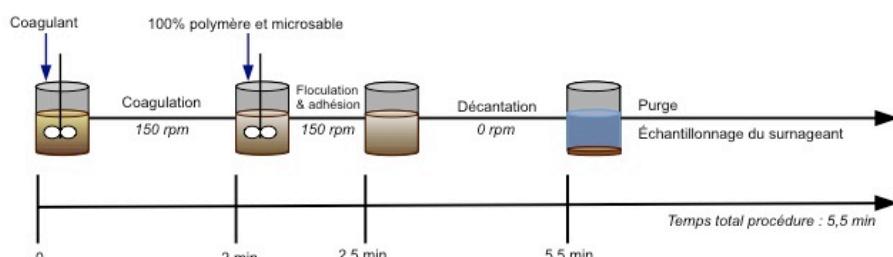


Figure 5-11. Essais cinétiques de modification de la procédure de la décantation lestée. Coagulant : Alun et 0,3 mmol Al/L; Polymère : PAM anionique et 0,5 mg/L; Microsable : 1 g/L; G : 165 s<sup>-1</sup>.

## Paramètres influençant la flottation à air dissous

Plusieurs essais ont été effectués sur un système à échelle laboratoire de flottation à air dissous de type pressurisation indirecte (RFP) avec de l'eau du robinet comme eau blanche, afin d'étudier l'effet de la pression, du pourcentage de recirculation (ou le volume d'eau blanche saturée en air injectée) et de la réduction du temps de pressurisation de 3 à 1 minute sur la récupération des MES (Figure 5-12). Les essais ont été effectués sur le surnageant des eaux usées brutes de la StaRRE de Repentigny décantées, ce qui explique la faible concentration initiale de MES, soit de 22 mg MES/L.

### 1. Pressurisation de l'eau blanche

Une augmentation de la pression de 50 à 70 psi a occasionné une augmentation de l'efficacité de la flottation, ce qui peut être expliqué par une augmentation de la quantité de bulles produites à une plus grande pression. Par contre, à des pressions plus élevées (80 et 90 psi) l'efficacité a été réduite. Cette diminution de l'efficacité à de telles pressions pourrait être due à la trop forte turbulence dans la colonne de flottation. En effet, plus il y a formation de bulles, plus la turbulence augmente. La concentration de MES dans l'eau avant traitement étant assez faible lors des essais, il est probable qu'une fraction des fines bulles formées n'aient pas été utilisées et soient entrées en collision entre elles pour former des grosses bulles (Woodard, 2001). Ainsi, à des pressions élevées la fraction de bulles inutilisées était importante et ces dernières ont vraisemblablement nui à l'attachement des autres bulles aux flocs.

### 2. Pourcentage de recirculation de l'eau blanche

Tel qu'attendu, l'augmentation du pourcentage de recirculation d'eau blanche favorise une augmentation de l'efficacité de la flottation. Davantage de bulles sont formées et favorisent l'ascension des flocs dans la colonne de flottation. L'efficacité semble se stabiliser à partir de 20% de recirculation.

### 3. Temps de pressurisation

La réduction du temps de pressurisation a nui à la performance de la flottation. Il semble qu'un temps de pressurisation de 1 minute ne soit pas suffisant pour permettre à l'air de bien se dissoudre et se répartir dans l'eau blanche avant l'injection.

La pression optimale se situe autour de 70 psi et la recirculation optimale minimale autour de 20%, ce qui correspond à un ratio A/X de (Metcalf et Eddy Inc., 2014) :

$$\frac{A}{X} (\text{mL/mg}) = \frac{1,3 s_a (f \cdot p - 1) Q_r}{X_{MES_A} \cdot Q} \text{ valide pour un procédé RFP} \quad (9)$$

avec  $s_a \sim 18,1 \text{ mL/L à } 22^\circ\text{C}$ ,  $X_{MES_A} = 22 \text{ mg MES/L}$  et  $f$  posée égale à 0,5.

$$p \text{ (atm)} = \frac{70 \text{ psi} \times \frac{6,89 \text{ kPa}}{1 \text{ psi}} + 101,3 \text{ kPa}}{101,3 \text{ kPa}} = 5,8 \text{ atm} \quad (31)$$

$$\frac{Q_r}{Q} = 0,20 \quad (32)$$

$$\frac{A}{X} = \frac{1,3 \cdot 18,1 \cdot (0,5 \cdot 5,8 - 1) \cdot 0,20}{22} = 0,4 \text{ mL/mg} \quad (33)$$

La plage de ratio A/X typique pour des eaux usées est de 0,02 à 0,06 mL/mg, soit 10 fois inférieure à celle obtenue expérimentalement (GE Company, 2012). Par contre, la concentration initiale de MES est très faible comparativement à celle typique pour des eaux usées brutes domestiques, soit de 120 à 400 mg MES/L, ce qui explique que le ratio obtenu est beaucoup plus élevé que la plage typique (Metcalf et Eddy Inc., 2014).

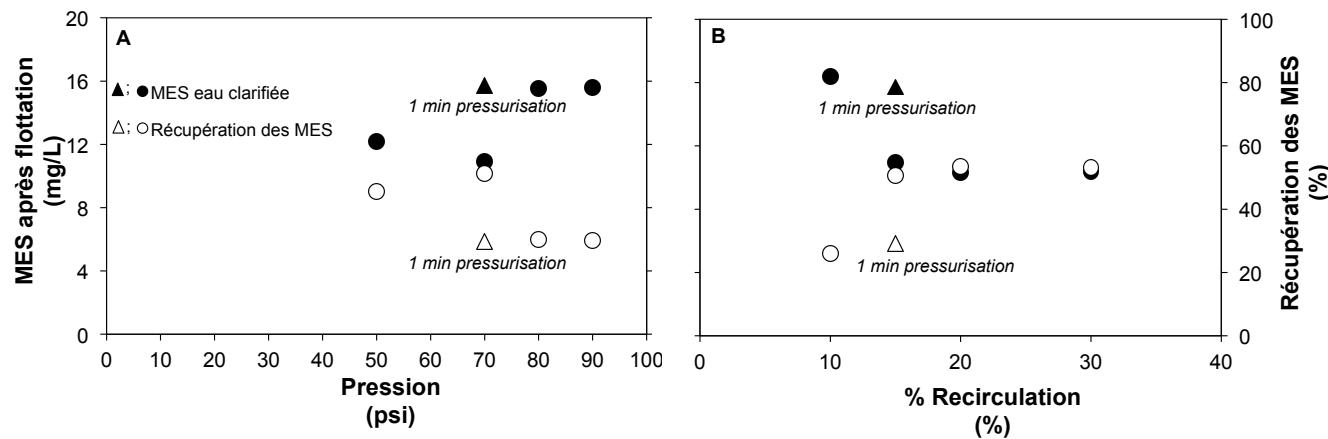


Figure 5-12. Effet A) de la pression à 15% de recirculation et B) du pourcentage de recirculation d'eau blanche à une pression de 70 psi sur la concentration finale et la récupération des MES après flottation à air dissous de type pressurisation indirecte. Coagulant : sulfate ferrique et 0,2 mmol Fe/L; Polymère : PAM anionique et 1,5 mg/L. Concentration initiale MES : 22 mg MES/L.

## Comparaison de l'efficacité de divers procédés de séparation

Les procédés de séparation physico-chimique qui ont été comparés sont : la décantation classique, la décantation lestée, la flottation à air dissous de types pressurisation directe et indirecte et la flottation améliorée selon les procédures présentées à la Figure 3-9. Le coagulant sélectionné est le sulfate ferrique puisqu'il est présentement utilisé à la StaRRE de Repentigny. Le dosage optimal de sulfate ferrique a été déterminé au préalable pour comparer l'efficacité des procédés à ce dosage.

Une détermination préliminaire du dosage optimal a été effectuée avec l'analyseur de charge électrocinétique Chemtrac® ECA 2100 (Chemtrac Inc., USA) en ajoutant du sulfate ferrique par incrément de 0,1 mmol Fe/L dans la portion des eaux usées brutes tamisées à 160 µm. Le point de virage correspondant à un *streaming current value* (SCV) de 0 est situé à un dosage légèrement supérieur à 1,5 mmol Fe/L (Figure 5-13). Le dosage actuel moyen de la StaRRE de Repentigny est de 0,3 mmol Fe/L et est indiqué sur la Figure 5-13 (Asselin, communication personnelle, 15 décembre 2014). Le dosage optimal obtenu par l'analyseur était beaucoup plus élevé que le dosage actuel de la StaRRE de Repentigny et que les dosages typiquement utilisés en traitement des eaux.

Pour vérifier si un dosage élevé de 1,5 mmol Fe/L est viable, le pH et l'alcalinité des eaux usées brutes après ajout de sulfate ferrique à une telle concentration ont été mesurés (Tableau 5-7). Le dosage de 1,5 mmol Fe/L a fait chuter le pH en dessous de 6 et l'alcalinité à 40 mg CaCO<sub>3</sub>/L ce qui correspond à une consommation d'alcalinité élevée, soit plus de 80%. Un dosage de coagulant aussi élevé engendrerait des coûts importants aux StaRRE et va à l'encontre de l'objectif de minimiser la consommation de produits non biodégradables. Par conséquent, ce dosage n'est pas viable.

L'utilisation d'un analyseur de charge électrocinétique n'est pas recommandée pour des échantillons avec une concentration élevée en matières dissoutes totales (MDT). La concentration typique en MDT pour des eaux usées domestiques moyennement chargées est de 500 mg MDT/L, ce qui est une concentration élevée pour une eau potable (Hess et al., 2002; Santé Canada, 2009; Metcalf et Eddy Inc., 2014). De plus, il est toujours préférable de valider les résultats obtenus avec un tel analyseur avec ceux de TFB permettant de trouver le dosage optimal

pour atteindre la récupération des MES la plus élevée (Hess et al., 2002). Ainsi, il est probable que l'analyseur ait surévalué le dosage optimal.

La seconde stratégie employée pour déterminer le dosage optimal de sulfate ferrique a été selon l'efficacité d'enlèvement de la turbidité. Le paramètre de la turbidité a été sélectionné au lieu des MES afin de déterminer plus rapidement le dosage optimal, et ce, la même journée que les expérimentations de la comparaison de l'efficacité des procédés de séparation. Le dosage optimal de sulfate ferrique obtenu a été de 0,4 mmol Fe/L. Des essais supplémentaires à un dosage de sulfate ferrique faible et élevé, soit de 0,2 mmol Fe/L et de 0,9 mmol Fe/L ont également été effectués. Les essais à faible dosage de sulfate ferrique ont été réalisés sur les eaux usées brutes de la StaRRE de Repentigny préalablement décantées.

Tableau 5-7. Détermination du pH et de l'alcalinité des eaux usées brutes après ajout de sulfate ferrique selon le dosage actuel moyen de la StaRRE de Repentigny et le dosage optimal trouvé par le *streaming current value*.

Paramètre	Unités	Eaux usées brutes	Eaux usées brutes + 0,3 mmol Fe/L	Eaux usées brutes + 1,5 mmol Fe/L
Alcalinité	mg CaCO <sub>3</sub> /L	240	198	40
pH	-	7,6	7,0	5,5
Consommation d'alcalinité	%	-	18	83

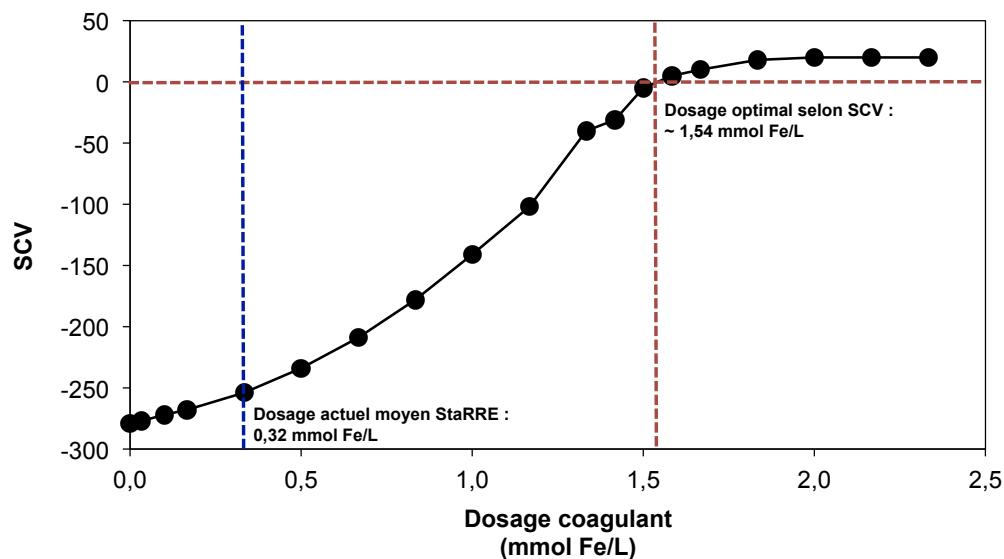


Figure 5-13. Détermination préliminaire du dosage optimal de sulfate ferrique pour les eaux usées brutes de la StaRRE de Repentigny selon le *streaming current value* (SCV).

L'efficacité de la décantation classique, de la décantation lestée et de la flottation améliorée étaient similaires, soient en moyenne de 88, 87 et 90%, correspondant à des concentrations finales de MES de 11, 14 et 10 mg MES/L (Figure 5-14). Néanmoins, les rendements de la décantation classique étaient beaucoup plus variables que pour les deux autres procédés avec 13% de variation contre 3 et 6%, respectivement pour la décantation lestée et la flottation améliorée. L'efficacité de la flottation à air dissous était systématiquement inférieure aux autres procédés peu importe du type à pressurisation directe (FFP) ou indirecte (RFP), ce qui semble indiquer que les montages de flottation à air dissous n'étaient pas adaptés pour traiter ce type d'eau.

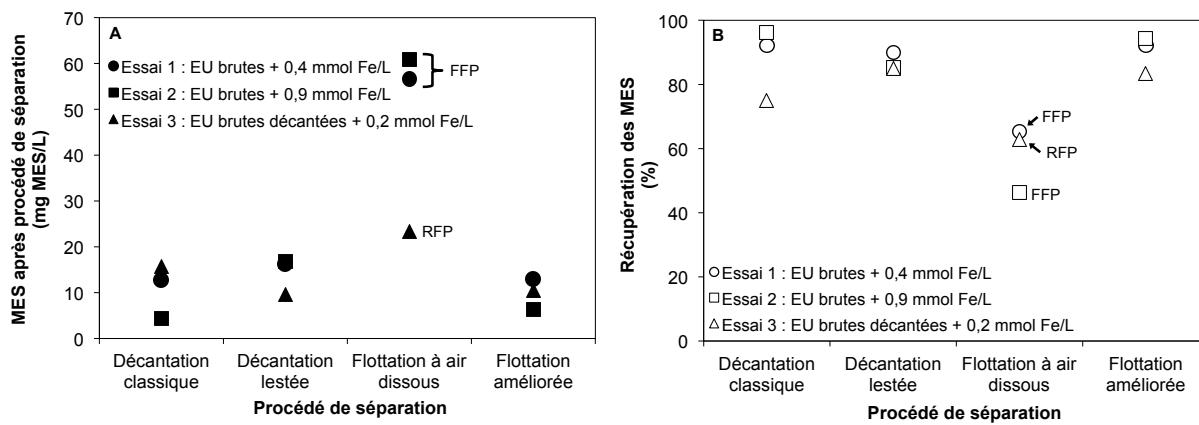


Figure 5-14. Comparaison de l'efficacité de procédés de séparation selon A) la concentration et B) la récupération des MES après séparation. Coagulant : sulfate ferrique; Polymère : PAM anionique et 1 mg/L; Microsable de silice : 10-20 g/L; Billes de flottation : 9 mg/L; Pression flottation : 50-70 psi et %Recirculation eau blanche : 20%. EU : Eaux usées.

## 5.3 Validation des résultats

### 5.3.1 Bilans de masse sur les MES

Afin de valider les TFB, deux bilans de masse sur les MES ont été réalisés sur des essais de décantation classique. Les boues étant difficilement séparables du surnageant clarifié, l'eau flokulée (échantillonnée à la fin de la phase de flocculation; Figure 5-4) a été analysée pour son contenu en MES. L'eau flokulée contient les boues homogénéisées dans le surnageant clarifié, ce qui facilite les analyses.

$$\text{Bilan de masse MES (\%)} = \frac{M_{MES,B} + M_{MES,finales}}{M_{MES,initiales} + Génération} \times 100\% \quad (15)$$

$$\text{Bilan de masse MES (\%)} = \frac{M_{MES,F}}{M_{MES,E} + Génération} \times 100\% \quad (34)$$

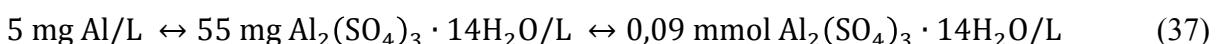
où  $M_{MES,F} = M_{MES,B} + M_{MES,finales}$ .

Les masses de MES se calculent comme suit pour un TFB de 2 L :

$$M_{MES,F} (\text{mg}) = X_{MES,F} (\text{mg MES/L}) \times 2 (\text{L}) \quad (35)$$

$$M_{MES,E} (\text{mg}) = X_{MES,E} (\text{mg MES/L}) \times 2 (\text{L}) \quad (36)$$

Le terme *Génération* de l'équation 34 a été évalué à partir de la stoechiométrie des réactions théoriques de la précipitation du coagulant, soit l'alun, dans l'eau selon le dosage utilisé. La contribution du polymère à la génération des MES a été considérée comme nulle. Il a été posé que tout l'alun ajouté a été précipité sous forme de  $\text{Al(OH)}_3$ . Par exemple pour un dosage de 0,2 mmol Al/L (5 mg Al/L) :



Selon la réaction de la précipitation de l'alun dans l'eau (équation 7), 0,09 mmol  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$  réagit pour former 0,19 mmol de  $\text{Al(OH)}_3$  (en gardant les décimales). Ainsi, il y aura formation de :



Le terme *Génération* sera égal à :

$$\text{Génération} = 14,5 \text{ mg } \text{Al(OH)}_3/\text{L} \times 2 \text{ L} = 29 \text{ mg MES } (\text{Al(OH)}_3) \quad (39)$$

Les résultats des bilans sont présentés au Tableau 5-8. Un seul des deux bilans est valide selon le critère de fermeture de 90 à 110%. Pour les deux bilans, il semble que le terme *Génération* sous-estime la production réelle de boues. Les hypothèses que le polymère ne génère aucune boue et que l'alun réagit entièrement selon la réaction 7 ne semblent pas appropriées. En effet, des réactions parallèles peuvent survenir entre l'alun et des composantes dans l'eau, par exemple avec les orthophosphates (Chemtrade, 2014) :



En supposant que les orthophosphates (Tableaux 5.6 et 4.1) réagissent entièrement avec l'alun selon la réaction 40, que le reste de l'alun réagit selon la réaction 7 et que l'ajout de 1 mg de polymère génère 1 mg de MES, les bilans de l'essai 1 et 2 sont légèrement améliorés, 108 et 124% respectivement (Meziani, 2013).

Tableau 5-8. Établissement de bilans de masse sur les MES de deux essais de TFB de décantation classique.

Paramètre	Unités	Essai 1	Essai 2
Échantillon	-	Eaux usées brutes	Effluent MBBR laboratoire
Dosage alun	mmol Al/L	0,2	0,3
Dosage polymère PAM	mg/L	1	1
M <sub>MES</sub> - E*	mg MES	713	69
M <sub>MES</sub> - F	mg MES	812	153
Génération théorique	mg MES	29	46
Bilan de masse	%	109	132

\*E : Eau avant traitement

F : Eau floculée

### 5.3.2 Contenu réel en métal des coagulants

Les calculs de volumes de coagulant à ajouter dans les TFB ont été réalisés en se basant sur les teneurs en métal données par le fournisseur. Afin de vérifier les teneurs en métal ainsi que la potentielle dégradation des coagulants dans le temps, la concentration réelle de métal (Me) de plusieurs coagulants a été mesurée par absorption atomique (AA) et convertie en pourcentage massique à partir de la densité et comparée aux données du fournisseur (Tableau A3-2; Annexe 3). Les analyses par AA ont été effectuées environ trois mois après la réception des coagulants sans les digérer préalablement.

Des variations de -25 à 3% ont été obtenues entre les pourcentages massiques de référence du fournisseur et ceux mesurés. Les volumes de produit commercial pour un dosage de 0,2 mmol Me/L calculés à partir des pourcentages massiques obtenus du fournisseur sont présentés au Tableau A3-3 (Annexe 3). Les dosages réels en tenant compte des volumes précédents et des pourcentages massiques mesurés par AA y sont également présentés. Les volumes de produit commercial corrigés pour atteindre un dosage réel de 0,2 mmol Me/L sont finalement présentés. Les pourcentages massiques fournis sont généralement plus élevés que ceux mesurés par AA, ce qui semble indiquer une potentielle dégradation des coagulants dans le temps. Conséquemment, les volumes de produit commercial ajoutés sont pour la plupart plus faibles que ceux corrigés pour obtenir le dosage souhaité.

Une digestion à l'acide nitrique et chlorhydrique n'est pas requise au préalable d'une analyse par AA lorsque l'échantillon à analyser a une turbidité inférieure à 1 UTN, n'est pas coloré ni odorant. Dans ce cas-ci, les coagulants d'aluminium remplissent ces critères, ce qui n'est pas le cas des coagulants de fer qui sont rougeâtres. Ceci a pu influencer la validité des analyses par AA des coagulants de fer (Ministère de l'environnement de la Colombie-Britannique, 2012).

Pour de futurs TFB avec des coagulants métalliques, il est recommandé d'effectuer une vérification préliminaire du contenu en métal par AA afin de valider les calculs de dosages et de corriger les volumes de produit commercial à ajouter. Les coagulants de fer doivent être digérés à l'acide nitrique et chlorhydrique au préalable (Ministère de l'environnement de la Colombie-Britannique, 2012).

## **CHAPITRE 6 DISCUSSION GÉNÉRALE**

Dans ce chapitre sont présentés un retour sur les cinq objectifs spécifiques (section 1.2.2), une vérification de l’hypothèse scientifique posée (section 1.2.3) et les retombées et l’originalité des travaux abordés dans ce mémoire.

### **6.1 Objectifs spécifiques**

#### **6.1.1 Caractérisation des boues biologiques à l’effluent d’un HR-MBBR**

La concentration des MES à l’effluent des MBBR à échelle laboratoire avec affluent synthétique complètement soluble et colloïdal a augmenté de 27 à 61 mg MES/L avec le TRH (inversement avec le TCO). Ces concentrations sont faibles et sont environ 2 à 9 fois inférieures à celles typiques rencontrées à l’effluent de MBBR à échelle réelle avec des eaux usées domestiques, soient de 150 à 250 mg MES/L (Ødegaard et al., 2010).

La concentration des MES à l’effluent du MBBR à échelle laboratoire avec affluent réel et du MBBR à échelle réelle ont varié de 18 à 141 mg MES/L et de 96 à 132 mg MES/L au cours des TFB, respectivement. Ce sont des concentrations inférieures à celles attendues mais néanmoins nettement plus élevées que celles pour un affluent synthétique soluble. Les boues biologiques sortant du MBBR à affluent synthétique représentent uniquement le surplus de biomasse détachée des supports mobiles, alors que dans le cas d’un affluent réel, la portion particulaire de l’affluent est également considérée.

Les distributions de taille volumique des particules (DTP-v) à l’effluent des MBBR à échelle laboratoire avec affluent synthétique ou réel étaient bimodales et assez évasées, en s’étendant de 5 à 1000  $\mu\text{m}$ . Pour le MBBR à affluent synthétique, une plus grande proportion de larges particules de 100 à 700  $\mu\text{m}$  était présente alors qu’une plus grande proportion de petites particules de 30  $\mu\text{m}$  était présente pour le MBBR à affluent réel. Cette différence semble être attribuable au fait que la DTP-v du MBBR à affluent synthétique représente uniquement ce qui a été généré dans le réacteur alors que la fraction particulaire de l’affluent réel est également considérée dans la mesure. Les nombreuses particules de 30  $\mu\text{m}$  seraient vraisemblablement des

particules difficilement décantables qui n'ont pas été enlevées lors de la préparation de l'affluent réel.

Aucune agglomération des particules au sein du MBBR à affluent synthétique n'a été observée pour des aussi faibles TRH testés, soient inférieurs à 54 minutes.

Une DTP-v unimodale a été observée à l'affluent et à l'effluent du MBBR à échelle réelle de la StaRRE de Mascouche/Terrebonne avec une augmentation de la taille des particules après le MBBR. Un déplacement de la DTP-v vers les plus grandes tailles avant et après un MBBR serait dû à l'agglomération des particules dans le réacteur et a également été observé par Åhl et al. (2006) pour un réacteur MBBR à membrane.

Certaines difficultés ont été rencontrées lors des mesures de DTP :

- large plage de tailles des particules allant de 5 µm à 2000 µm dans les distributions volumiques;
- faible concentration de particules dans les effluents des MBBR, spécialement lors de l'utilisation d'un affluent synthétique soluble, causant un niveau d'obscurcation dans la cellule de mesure généralement faible (inférieur à 1%);
- grande variation et disparité dans les formes et tailles des boues biologiques dans un même échantillon ou dans plusieurs échantillons d'effluent pour une même condition d'opération des MBBR.

Des essais méthodologiques ont été effectués afin d'étudier l'effet des paramètres d'opération du granulomètre à diffraction laser, le Mastersizer 3000 (Malvern Instruments Ltd., GBR) (Annexe 3). La vitesse d'agitation de l'échantillon dans le milieu dispersant a eu un effet significatif sur la DTP-v en la faisant déplacer vers les plus petites tailles à une vitesse d'agitation élevée. Le choix d'une vitesse d'agitation adéquate est crucial pour bien caractériser la taille réelle des particules. Dans le cas de l'effluent des MBBR, cette vitesse doit être suffisante pour maintenir en suspension les boues biologiques mais rester faible pour ne pas risquer de briser les flocons de biomasse fragiles.

L'indice de réfraction a également eu un effet sur la forme et l'étendue de la DTP-v et l'appareil semble généralement plus sensible aux petites tailles pour des indices très rapprochés à celui du milieu dispersant, l'eau (Malvern Instruments Ltd., s.d.a.). Par contre, la contribution des

particules de grandes tailles semble être négligée pour des indices de réfraction très proches de l'eau.

Le type de particules (sphériques, non-sphériques et opaques) influence la DTP-v résultante. Dans le cas de l'effluent des MBBR, les boues biologiques sont de forme non-sphérique et non-opaque.

Le milieu dispersant utilisé, que ce soit de l'eau distillée, de l'eau du robinet dégazée ou du filtrat à 0,45 µm de l'échantillon, a semblé avoir très peu d'effet sur l'allure des DTP-v et sur les percentiles *Dv10*, *Dv50* et *Dv90*.

Les tailles des particules résultantes des DTP-n étaient systématiquement beaucoup plus faibles que celles des DTP-v, ce qui serait attribuable aux erreurs survenant lors de la conversion des mesures en volume en nombre. Le Mastersizer 3000 évalue par défaut la DTP selon le poids des particules et n'est donc pas une méthode par décompte de particules (Govoreanu et al., 2004).

### **6.1.2 Récupération des boues biologiques à l'effluent d'un HR-MBBR**

Les concentrations des MES à l'effluent des MBBR étant relativement faibles en comparaison avec celles typiques, moins de MES doivent être enlevées pour atteindre l'objectif de traitement mais également moins de particules sont présentes pour les collisions lors de la coagulation et de la floculation. L'efficacité de récupération de la flottation améliorée n'a pas semblé être affectée par le temps de rétention hydraulique, la charge organique et la température du MBBR.

La récupération des MES à l'effluent d'un MBBR par la flottation améliorée est très élevée lorsque des réactifs non biodégradables sont employés, spécialement des coagulants à base d'aluminium (Tableau 6-1). L'efficacité était peu affectée par le type de polymère et elle est restée supérieure à 90% pour tous les polymères de PAM testés lorsque combinés à l'alun. Pour le MBBR à affluent synthétique, le polymère cationique a montré une performance plus constante comparativement aux autres polymères chargés. La haute efficacité des polymères cationiques pour récupérer les boues biologiques de HR-MBBR a été observée précédemment (Melin et al., 2002; Melin et al., 2004; Ødegaard et al., 2010) et pour récupérer les MES par un procédé de séparation similaire à la flottation améliorée (Stanley et Evans, 1977). L'efficacité était réduite en utilisant des réactifs biosourcés car les liens entre les flocs et les billes de flottation semblaient

être plus fragiles. Ceci explique que des dosages plus élevés de réactifs biosourcés ont dû être employés pour les TFB afin d'atteindre les rendements souhaités.

Tableau 6-1. Résumé de l'efficacité de la récupération des boues biologiques de l'effluent des MBBR par la flottation améliorée avec des réactifs non biodégradables (NB) ou biosourcés (B).

<b>Paramètre</b>	<b>Unités</b>	<b>Effluent MBBR Mascouche/Terrebonne</b>	<b>Effluent MBBR affluent synthétique</b>	<b>Effluent MBBR affluent réel</b>
Plage de concentrations finales de MES	mg MES/L	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ NB : 4 à 9</li> <li>▪ B : n.d.*</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ NB : 2 à 32 (alun : 2 à 15)</li> <li>▪ B : 4 à 16</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ NB : n.d.</li> <li>▪ B : 34</li> </ul>
Plage d'efficacité de récupération des MES	%	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ NB : 91 à 96</li> <li>▪ B : n.d.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ NB : 32 à 97 (alun : 64 à 97)</li> <li>▪ B : 58 à 91</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ NB : n.d.</li> <li>▪ B : 76</li> </ul>

\*n.d. : non disponible

### 6.1.3 Efficacité de réactifs biosourcés

Les réactifs biosourcés, lorsque injectés à de forts dosages, se sont avérés efficaces pour récupérer les MES à la sortie d'un HR-MBBR. Les résultats ont montré que l'efficacité du coagulant biosourcé Hydrex 3818 était inférieure à celle de l'alun, mais qu'il permettait de réduire la production de boues de 61% (Tableau 5-3).

Il semble que ce soit le polymère biosourcé qui ait causé une réduction considérable de l'efficacité. Des essais supplémentaires ont été réalisés afin de vérifier l'hypothèse que ce polymère n'est pas adapté pour traiter des eaux aussi chargées. Pour ce faire, le procédé de décantation lestée a été combiné à 1) l'alun et un polymère de PAM anionique, 2) l'alun et le polymère Hydrex 3842, 3) le Hydrex 3818 et un polymère de PAM anionique et 4) le Hydrex 3818 et Hydrex 3842 (Tableau 6-2). Peu importe le coagulant, l'efficacité reste très élevée lorsqu'il est combiné au polymère de PAM. Par contre, l'efficacité est grandement affectée par l'ajout d'un polymère à base d'amidon de pomme de terre (Hydrex 3842). La haute performance d'un polymère d'amidon semblable, le Hydrex 3841, a déjà été démontrée pour traiter des eaux de surface pour des gradients de vitesse inférieurs à  $250 \text{ s}^{-1}$  (Lapointe et Barbeau, 2015). Il semble que le polymère d'amidon utilisé ne soit pas adapté pour traiter une eau aussi chargée et pour incorporer le microsable aux flocs.

Tableau 6-2. Efficacité de la décantation lestée combinée à des réactifs non biodégradables ou biosourcés. Coagulants : Alun (0,3 mmol Al/L) et Hydrex 3818 (33 mg tanin/L); Polymères : PAM anionique (1 mg/L) et Hydrex 3842 (10 mg/L). Microsable de silice : 10 g/L. G : 165 s<sup>-1</sup>.

<b>Paramètre</b>	<b>Unités</b>	<b>Combinaison 1</b>	<b>Combinaison 2</b>	<b>Combinaison 3</b>	<b>Combinaison 4</b>
		<b>Alun PAM</b>	<b>Alun Hydrex 3842</b>	<b>Hydrex 3818 PAM</b>	<b>Hydrex 3818 Hydrex 3842</b>
Concentration de MES à l'eau clarifiée	mg MES/L	5	114	8	90
Récupération des MES	%	99	71	98	77

Afin de vérifier la viabilité du polymère biosourcé, le Hydrex 3842, trois dosages allant de 2 à 20 mg/L ont été testés (Figure 6-1). Peu importe le dosage, le polymère biosourcé ne permet pas d'incorporer le microsable aux flocs de particules. En comparaison, pour un très faible dosage de polymère de PAM, soit 0,25 mg/L, la récupération des MES était d'environ 90%.

Les réactifs biosourcés ont causé l'augmentation de 33 à 60% de la DCO totale, principalement sous forme de  $X_{DCO}$  et de  $C_{DCO}$ . La majorité de la portion de  $X_{DCO}$  ajoutée est enlevée par la flottation améliorée, par contre une augmentation de la fraction  $C_{DCO}$  a été remarquée. L'absence de résultats concernant le résiduel de tanin et/ou d'amidon dans l'eau après traitement n'a pas permis de confirmer si l'augmentation des fractions soluble et colloïdale de la DCO était due à l'ajout de ces réactifs biosourcés. Si des critères de rejets en termes de DCO filtrable (inférieure à 1,2 µm) doivent être respectés, il semble qu'un traitement supplémentaire soit nécessaire en aval du procédé de séparation lorsque des réactifs biosourcés sont utilisés. En comparaison, l'alun et un polymère de PAM anionique ont ajouté environ 2% de la DCO totale. Par ailleurs, des mesures d'aluminium total par absorption atomique avant et après traitement ont révélé que très peu d'aluminium résiduel était présent dans les eaux usées, soit moins que 0,5 mg Al/L.

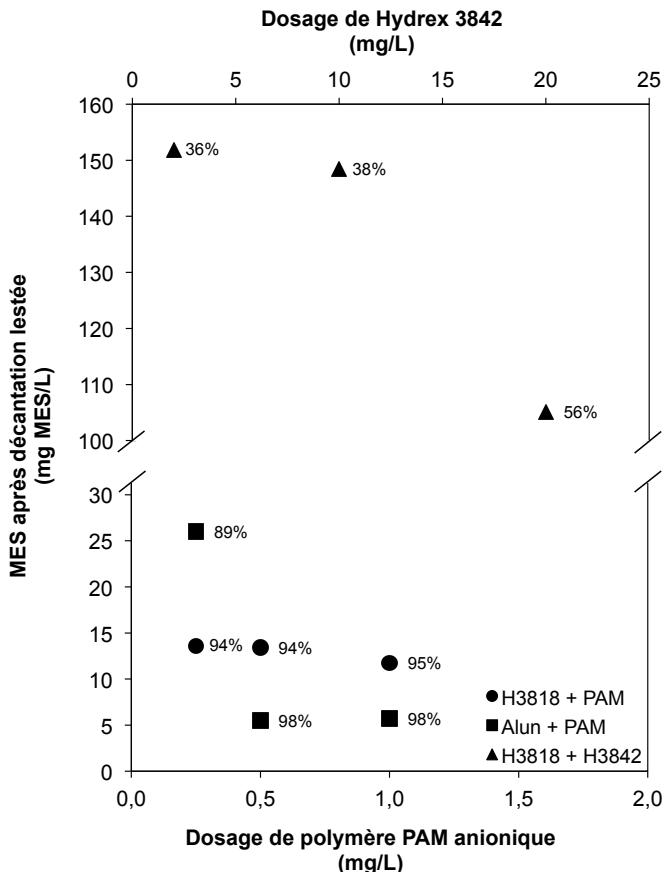


Figure 6-1. Effet du dosage des polymères sur l'efficacité de la décantation lestée. Coagulants : alun (0,3 mmol Al/L) et Hydrex 3818 (25 mg tanin/L); Microsable de silice : 10 g/L; G : 165 s<sup>-1</sup>.

Malgré leur efficacité réduite, l'utilisation de réactifs biosourcés reste préconisée pour potentiellement améliorer le bilan énergétique des StaRRE. Pour des essais futurs, il serait intéressant de vérifier la biodégradabilité de ces réactifs biosourcés et de la comparer à celles de réactifs reconnus comme non biodégradables. Des essais anaérobies de potentiel de production de méthane (*biochemical methane potential*; BMP) pourraient fournir des indications sur le caractère biométhanisable de ces produits. De plus, il serait intéressant de vérifier l'empreinte écologique de ces produits, certes facilement accessibles dans des pays producteurs de tanin et de pomme de terre.

### 6.1.4 Étude comparative de procédés de séparation

Une comparaison des efficacités de récupération des MES avec celles tirées de la littérature pour des procédés de séparation similaires est présentée au Tableau 6-3. Les efficacités attendues tirées de la littérature sont pour la récupération des boues biologiques à la sortie d'un MBBR. Compte tenu que dans cette étude, la comparaison de procédés a été réalisée sur les eaux usées brutes de la StaRRE de Repentigny, il est posé que l'efficacité attendue reste la même. Les concentrations de MES dans les eaux usées brutes lors des essais étaient assez représentatives de celles rencontrées à l'effluent d'un MBBR, ce qui justifie de poser cette approximation.

Les pourcentages de récupération des MES obtenus dans cette étude se trouvent dans les plages attendues pour le traitement de l'effluent d'un MBBR. Par contre, l'efficacité de la flottation à air dissous est considérablement inférieure à celle attendue. Il semble que les montages utilisés pour ce procédé ne soient pas optimisés et adaptés pour traiter ce type d'eau. En traitement des eaux usées, les procédés de flottation à air dissous à pressurisation directe sont spécialement utilisés pour des eaux fortement chargées avec des concentrations de MES supérieures à 800 mg MES/L, ce qui peut expliquer l'efficacité moindre pour des eaux usées aussi faiblement chargées en MES (Wang et al., 2005).

La perte de pression vraisemblablement survenue entre le ballon de pressurisation et la colonne de flottation et la génération de bulles de différentes tailles ont probablement nui à l'efficacité du montage de flottation à pressurisation indirecte. Une solution est d'ajouter une buse d'injection au point de relâchement de l'eau saturée qui permet de réguler la taille des bulles produites et d'avoir des conduites parfaitement étanches et courtes entre le ballon de pressurisation et la colonne de flottation. Un montage de flottation rapide, soit la version laboratoire du procédé Spidflow® (Veolia Water Technologies Canada Inc.), a été conçu pour favoriser la production de microbulles de taille constante par l'entremise d'une buse d'injection et pour minimiser la perte de pression (Annexe 4).

Les principaux avantages et inconvénients de l'implantation des procédés de séparation étudiés dans une StaRRE sont présentés au Tableau 6-4.

Tel que mentionné à la section 5.2.2, la StaRRE de Repentigny utilise actuellement du sulfate ferrique comme coagulant. L'usine de traitement d'eau potable de Repentigny utilise également ce coagulant. Les boues extraites des décanteurs contenant du fer à l'usine de traitement d'eau

potable sont acheminées dans le réseau d'égout puis vers une station de pompage. La conduite des eaux pompées par cette station se termine en amont d'un des deux dégrilleurs de la StaRRE, nommé dégrilleur 1 (Asselin, communication personnelle, 9 septembre 2015). Ceci signifie que les eaux usées brutes de la StaRRE de Repentigny contiennent potentiellement du coagulant, principalement déjà précipité.

Afin de vérifier cette hypothèse, des analyses par absorption atomique (AA) ont été effectuées sur les eaux usées en aval des deux dégrilleurs parallèles de la StaRRE à plusieurs moments dans une journée après avoir été digérées (Figure 6-2). Les résultats ont confirmé la présence importante de fer dans les eaux usées brutes et plus spécifiquement à la sortie du dégrilleur 1.

Les variations temporelles de la concentration de fer pourraient être attribuables aux fréquences d'extraction des boues des décanteurs de l'usine de traitement, aux variations de débits et de pompage de la station (Asselin, communication personnelle, 9 septembre 2015). Les eaux usées brutes utilisées pour les essais de TFB ont été échantillonnées de manière instantanée à la sortie du dégrilleur 1, impliquant que du fer se trouvait vraisemblablement dans les échantillons ce qui influence les calculs de dosages de coagulant ainsi que la performance de la coagulation. Il est difficile d'estimer quelle fraction du coagulant était encore sous forme active dans les eaux usées lors des TFB.

Pour les prochains essais de coagulation sur les eaux usées brutes de la StaRRE de Repentigny, il est suggéré d'effectuer les prélèvements sur l'effluent du dégrilleur 2, ayant moins de fer, et/ou de vérifier si la présence de fer a effectivement un impact sur la performance de la coagulation.

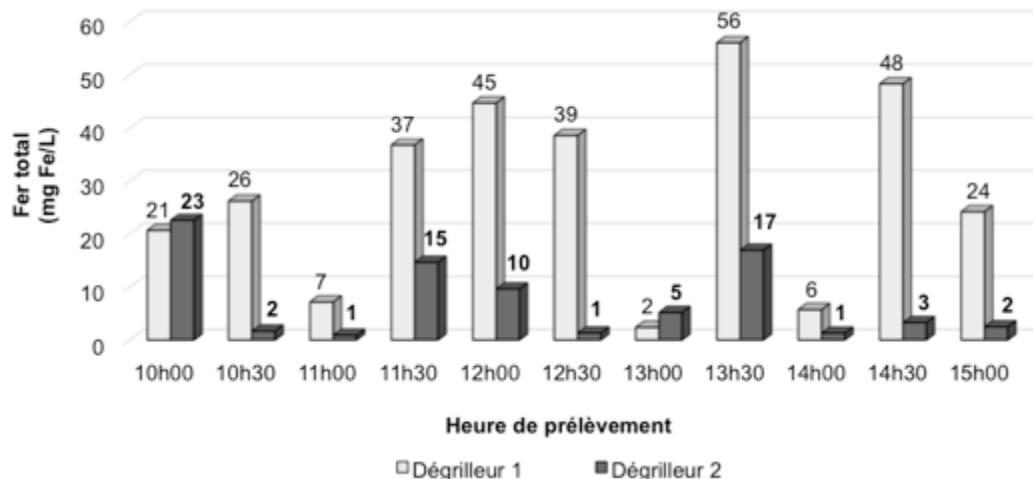


Figure 6-2. Concentration de fer total en aval des deux dégrilleurs de la StaRRE de Repentigny selon l'heure de prélèvement.

Tableau 6-3. Efficacités typiques de procédés de séparation physico-chimique comparées avec celles de la présente étude. Tableau modifié avec permission de « Microtamisage de l'effluent d'un bioréacteur à lit mobile (MBBR) » par Meziani (2013), p. 8.

Procédé de séparation	Nature et dosage des réactifs		Concentration MES		Récupération des MES	Références
	Coagulant	Polymère	Eau avant traitement	Eau clarifiée		
	mmol métal/L	mg polymère/L	mg MES/L	mg MES/L	%	
Décantation classique (échelle laboratoire)	Chlorure d'aluminium ou ferrique; ~0,2-0,4 mmol Al/L ou ~0,3 mmol Fe/L	-	n.d.*	n.d.	~90-95	Ødegaard et al. (2000)
Décantation classique (échelle laboratoire)	-	Polymère cationique; 2 mg/L	n.d.	n.d.	70-85	Ødegaard et al. (2000)
Décantation classique (échelle laboratoire)	Sulfate ferrique; 0,2-0,9 mmol Fe/L	Polymère PAM anionique; 1 mg/L	63-164	4-16	75-96	Présente étude
Décantation lestée (échelle pilote)	Sulfate d'aluminium ou chlorure ferrique; 0,3 mmol Al/L ou 0,1 mmol Fe/L	Polymère anionique; 0,6 mg/L	110-150	≤ 5	~95	Ødegaard et al. (2010)
Décantation lestée (échelle laboratoire)	Sulfate ferrique; 0,2-0,9 mmol Fe/L	Polymère PAM anionique; 1 mg/L	63-164	10-17	85-90	Présente étude
DAF (échelle laboratoire)	FeCl <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ; 0,2 mmol Fe/L	Polymère cationique; 3 mg/L	98-187	16-46	72-89	Melin et al. (2002)
DAF (échelle laboratoire)	FeCl <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ; 0,2 mmol Fe/L	Polymère cationique; 3 mg/L	53-163	6-21	79-91	Melin et al. (2002)
DAF (échelle laboratoire)	Sulfate ferrique; 0,2-0,9 mmol Fe/L	Polymère PAM anionique; 1 mg/L	63-164	23-61	46-65	Présente étude
Flottation améliorée (échelle laboratoire)	Chlorure ferrique; ~0,6 mmol Fe/L	Polymère cationique; 1 mg/L	n.d.	0-58	52-100	Stanley et Evans (1977)
Flottation améliorée (échelle laboratoire)	Sulfate ferrique; 0,2-0,9 mmol Fe/L	Polymère PAM anionique; 1 mg/L	63-164	6-13	84-94	Présente étude

\*n.d. : non disponible

Tableau 6-4. Principaux avantages et désavantages des procédés de séparation étudiés.

<b>Procédé de séparation</b>	<b>Décantation classique</b>	<b>Décantation lestée</b>	<b>Flottation à air dissous</b>	<b>Flottation améliorée</b>
Avantages	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Opération et maintenance simples</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Procédé compact, requérant de faibles TRH</li> <li>▪ S'adapte aux variations de la qualité de l'eau</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Procédé compact, requérant de faibles TRH</li> <li>▪ Dosages faibles de réactifs requis puisque les flocs doivent rester légers</li> <li>▪ Efficace pour récupérer les particules de faible densité et difficilement décantables</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Procédé compact, requérant de faibles TRH</li> <li>▪ Dosages faibles de réactifs requis puisque les flocs doivent rester légers</li> <li>▪ Efficace pour enlever les particules de faible densité et difficilement décantables</li> </ul>
Désavantages	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Bassins de décantation volumineux</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Opération et maintenance exigeantes</li> <li>▪ Coûts supplémentaires dûs à l'ajout d'un agent lestant et des besoins d'entreposage</li> <li>▪ Perte d'agent lestant à chaque cycle d'hydrocyclonage</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Opération et maintenance exigeantes</li> <li>▪ Consommation énergétique élevée des systèmes de pressurisation et des pompes de recirculation de l'effluent</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Opération et maintenance exigeantes</li> <li>▪ Utilisation de billes de flottation non biodégradables</li> <li>▪ Coûts supplémentaires dûs à l'ajout de billes et des besoins d'entreposage</li> <li>▪ Perte de billes lors de leur récupération et conséquences environnementales inconnues</li> <li>▪ Récupération difficile des billes</li> <li>▪ Perte d'efficacité probable des billes lors de leur réutilisation</li> </ul>
Références	Qasim (1999)	Plum et al. (1998), Imasuen et al. (2004), Jarvis et al. (2011) et Metcalf et Eddy Inc. (2014)	Wang et al. (2005), Edzwald (2007), Jarvis et al. (2011), Metcalf et Eddy Inc. (2014) et Prévost (2014)	Stanley et Evans (1977), Edzwald (2007), Woodbridge (2008), Jarvis et al. (2009), Jarvis et al. (2011)

### **6.1.5 Effet des paramètres d'opération des procédés de séparation**

L'efficacité des procédés de séparation est influencée par de nombreux paramètres d'opération en plus de la nature et du dosage des réactifs.

Concernant la décantation lestée, le gradient de vitesse, la concentration de microsable et l'ordre d'injection du polymère sont des paramètres ayant influencé sa performance. Un gradient de vitesse plus élevé a semblé nuire au lestage des flocs puisque la force de cisaillement augmente avec l'intensité du gradient de vitesse. À de fortes concentrations de microsable, l'efficacité a semblé être réduite et pourrait être due aux grains de sable fins non incorporés aux flocs et non décantés restant en suspension dans le surnageant clarifié. Les essais cinétiques ont démontré que la double phase de flocculation d'une durée totale de huit minutes pourrait être réduite à une seule phase de flocculation de 30 secondes.

Concernant la flottation à air dissous, le temps de pressurisation, la pression et le % de recirculation sont des paramètres ayant influencés sa performance. Un temps de pressurisation de 1 minute ne s'est pas avéré suffisant pour permettre à l'air de bien se dissoudre dans l'eau et a diminué l'efficacité du procédé. Une augmentation de la pression entre 50 et 70 psi a causé une augmentation de la performance vraisemblablement due à une production accrue de bulles capables de s'attacher aux flocs. Une pression supérieure a semblé causer trop de turbulence et a réduit l'efficacité de la flottation. Tel qu'attendu, une recirculation plus grande augmente la performance puisque davantage de bulles sont injectées.

Concernant la flottation améliorée, le temps de flottation a influencé sa performance et la flottation a semblé être majoritairement complétée après 30 secondes seulement.

Pour de prochains essais, il est recommandé de d'abord optimiser les différents paramètres de chaque procédé tels que la concentration de média de la décantation lestée et de la flottation améliorée, la pression et le pourcentage de recirculation pour la flottation à air dissous selon l'échantillon à traiter.

## 6.2 Validité de l'hypothèse scientifique

L'hypothèse scientifique originale de ce projet était que le procédé de séparation de flottation améliorée combinée à des réactifs biosourcés permet d'atteindre une concentration finale inférieure ou égale à 10 mg MES/L à l'effluent clarifié d'un HR-MBBR.

Cette hypothèse a été aisément vérifiée pour la flottation améliorée lorsque combinée à des réactifs non biodégradables. Pour les réactifs biosourcés, la concentration finale moyenne de MES atteinte était de  $10 \pm 4$  mg MES/L correspondant à une récupération moyenne de  $76 \pm 10\%$  des MES. En moyenne l'hypothèse est vérifiée mais pour environ la moitié des conditions d'opération des MBBR à échelle laboratoire à affluent synthétique.

Par conséquent, cette hypothèse n'est pas réfutée puisque les réactifs biosourcés combinés à la flottation améliorée ont permis d'atteindre 10 mg MES/L à la sortie d'un MBBR opéré à forte charge. Afin de pouvoir atteindre cette performance pour toutes les conditions d'opération du MBBR, le dosage des réactifs pourrait être éventuellement optimisé selon le type d'affluent. En se basant sur les résultats de comparaison de l'alun avec le coagulant à base de tanin Hydrex 3818, ce dernier ne semble pas nuire de manière importante à l'efficacité du procédé. Par contre, le polymère à base d'amidon de pomme de terre Hydrex 3842 ne semble pas être adapté pour traiter des eaux aussi chargées, et ce, même à des dosages très élevés.

## 6.3 Retombées et originalité des travaux

Les travaux constituant ce mémoire portent sur la récupération des boues biologiques à l'affluent d'un HR-MBBR. Ces travaux font partie intégrante d'un projet global portant sur l'évaluation du potentiel d'une chaîne de traitement novatrice composée d'un HR-MBBR suivi d'un procédé de séparation pour maximiser la récupération des boues biologiques valorisables en biogaz par digestion anaérobie et pour épandage après stabilisation en agriculture.

Ce projet a été développé dans le but d'offrir une solution pour la mise à niveau ou la conception de StaRRE afin d'améliorer leur bilan énergétique et de diminuer leur production de boues.

L'originalité de ce projet réside dans la combinaison d'un procédé biologique MBBR à forte charge pour capter la matière organique soluble et colloïdale suivi d'un procédé de séparation

novateur, la flottation améliorée, pour capter la matière organique sous forme particulaire principalement. La minimisation de l'empreinte écologique par cette chaîne de traitement peut également être favorisée par l'utilisation de réactifs à base de produits végétaux ayant un fort potentiel biométhanisable et en traitement des eaux usées en remplacement des coagulants à base métallique et des polymères de synthèse fortement répandus (Özacar et Şengil, 2003a; Fatehah et al., 2013; Beltrán-Heredia et al., 2010).

L'utilisation d'un affluent entièrement soluble et synthétique a permis de suivre la biotransformation de la matière organique au cours de cette chaîne de traitement (Figure 6-3).

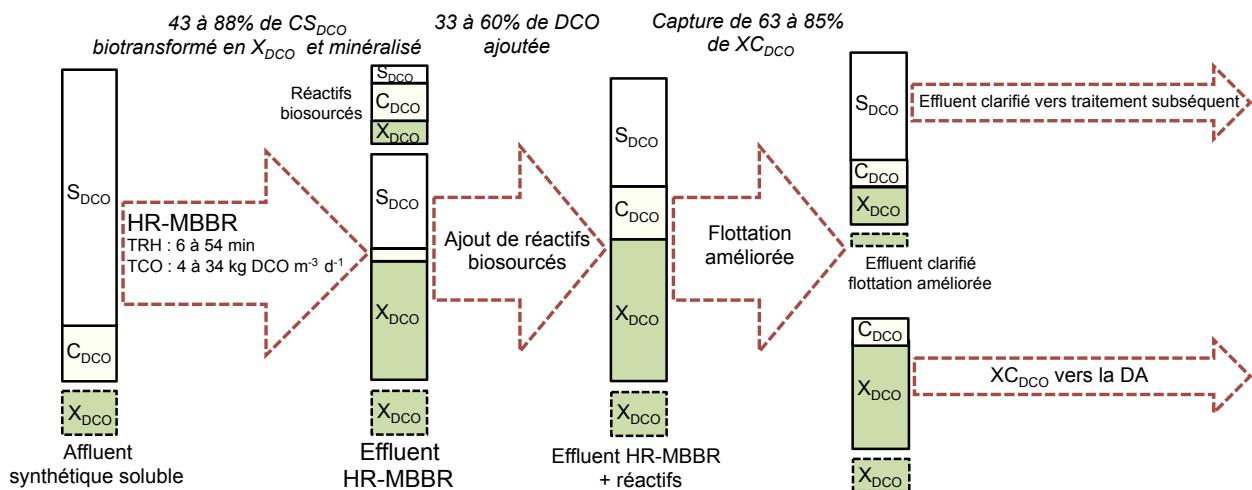


Figure 6-3. Schéma du fractionnement de la matière organique dans la chaîne de traitement proposée. Une fraction particulaire hypothétique dans l'affluent est présentée.

Afin de maximiser la biotransformation de  $CS_{DCO}$  en  $X_{DCO}$  (maximisation du rendement observé) dans le MBBR tout en évitant le colmatage des supports mobiles survenant à des TRH inférieurs à 13 minutes (TCO supérieurs à 16 kg DCO  $m^{-3} d^{-1}$ ), les conditions d'opération correspondant à des TRH de 22 à 37 minutes (TCO de 6 à 10 kg DCO  $m^{-3} d^{-1}$ ) ont été recommandées. L'ajout de réactifs biosourcés a certes augmenté les fractions  $X_{DCO}$  et  $C_{DCO}$  à l'effluent d'un MBBR, mais en les combinant à la flottation améliorée ont permis d'atteindre de 63 à 85% de capture de  $XC_{DCO}$  et de 58 à 91% de récupération des MES correspondant à une concentration finale moyenne de  $10 \pm 4$  mg MES/L. L'efficacité de la flottation améliorée s'est avérée peu affectée par les différentes conditions d'opération de TRH, TCO et température du MBBR. Cette chaîne de traitement est très compacte en totalisant un TRH inférieur à 45 minutes.

## CHAPITRE 7 CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

Dans ce projet est proposé une chaîne de traitement secondaire compacte composée d'un MBBR à forte charge (*high-rate* MBBR; HR-MBBR) suivi d'un procédé de séparation physico-chimique pour maximiser la récupération de la matière organique pour valorisation par digestion anaérobie. Les boues biologiques sortant d'un HR-MBBR sont reconnues comme ayant une faible décantabilité et de ce fait un procédé de séparation efficace doit être placé en aval du réacteur.

Les objectifs de ces travaux étaient 1) de caractériser les boues biologiques à l'effluent d'un HR-MBBR et 2) d'étudier leur récupération par des procédés conventionnels, la décantation classique et la flottation à air dissous, et novateurs, la décantation lestée et la flottation améliorée. Ceci afin d'atteindre une concentration résiduelle en MES inférieure à 10 mg/L à l'effluent clarifié. Pour ce faire, les procédés de séparation ont été adaptés à l'échelle laboratoire par des tests de flocculation en bécher sur l'effluent de MBBR à échelle laboratoire à affluent synthétique soluble ou réel et à échelle réelle. En cas d'instabilité des réacteurs, les essais ont été réalisés sur les eaux usées brutes de la StaRRE de Repentigny. Les principales conclusions sont :

- Les concentrations de MES à l'effluent des MBBR étaient très faibles, soient inférieures à 61 mg/L pour un affluent synthétique soluble et inférieures à 141 mg/L pour un affluent réel car les boues biologiques représentaient seulement la matière particulaire à l'affluent et le biofilm mature détaché;
- Les DTP-v de l'effluent des MBBR étaient très évasées. Plus spécifiquement, les DTP-v de l'effluent des MBBR à échelle laboratoire étaient bimodales avec une plus grande proportion de larges particules (>100 µm) pour un affluent synthétique et de petites particules non décantables (30 µm) pour un affluent réel;
- Aucune agglomération des particules dans le MBBR n'a été observée en augmentant le TRH de 6 à 54 minutes, contrairement à ce qui est attendu;
- Le procédé de flottation améliorée combiné à des réactifs non biodégradables était très efficace pour récupérer les boues biologiques à l'effluent d'un MBBR;
- L'utilisation de réactifs biosourcés a réduit l'efficacité de la flottation améliorée et cette réduction serait principalement due au polymère d'amidon de pomme de terre qui ne semblait pas adéquat pour traiter une eau aussi chargée. Néanmoins, l'objectif de

traitement a été atteint car en moyenne la concentration finale de MES à l'effluent était de  $10 \pm 4 \text{ mg/L}$ ;

- Les réactifs biosourcés ont réduit la production de boues, mais ont causé une augmentation de la DCO de 33 à 60%, en comparaison la contribution des réactifs non biodégradables a été estimée à 2%;
- L'efficacité de récupération des MES de la décantation classique et lestée et de la flottation améliorée étaient similaires (en moyenne de 88%), mais les deux derniers procédés ont donné une performance moins variable. La réduction de 34% d'efficacité par la flottation à air dissous a été attribuée aux montages laboratoires non adaptés et optimisés.

Cette étude a permis de déterminer le potentiel de récupérer les boues biologiques à l'effluent d'un HR-MBBR par le procédé novateur de flottation améliorée combiné à des réactifs biosourcés, peu utilisés en traitement des eaux usées. Les StaRRE cherchent à améliorer leur bilan énergétique en préconisant les procédés à faible empreinte carbone et énergétique et les réactifs biosourcés potentiellement biométhanisables, tel que proposés dans ce projet. Par contre, une vérification de la biodégradabilité des réactifs biosourcés devrait être effectuée.

Une chaîne de traitement similaire à celle proposée dans ce projet est présentement testée à l'échelle pilote et est alimentée par des eaux usées domestiques afin d'évaluer son empreinte écologique et d'être éventuellement appliquée à l'échelle réelle pour la mise à niveau de StaRRE.

## **Recommandations pour la récupération des boues biologiques**

En se basant sur les résultats de comparaison de réactifs biosourcés ou non biodégradables et de procédés de séparation physico-chimique pour la récupération des boues biologiques, les recommandations suivantes peuvent être énoncées :

- La flottation améliorée est très efficace pour récupérer les boues biologiques à la sortie d'un HR-MBBR. Son efficacité est semblable à celles de la décantation classique et lestée.
  - Dans une optique de rendre plus compactes les StaRRE, ce procédé est recommandé. Par contre, des essais doivent être effectués avant de pouvoir l'appliquer à l'échelle réelle notamment pour définir les méthodes de récupération des billes de flottation, l'effet de multiples réutilisations des billes, les impacts environnementaux suivant les pertes de billes, etc.;
  - Dans une optique de minimiser la consommation de produits non biodégradables, telles que les billes de thermoplastique expansé, ce procédé n'est pas recommandé à moins de développer des billes à fort potentiel biométhanisable.
- Les réactifs biosourcés sont efficaces lorsque combinés à la flottation améliorée pour récupérer les boues biologiques à la sortie d'un HR-MBBR.
  - L'efficacité du coagulant à base de tanin Hydrex 3818 est relativement similaire à celle de l'alun et il permet de réduire la production de boues. Par contre, l'efficacité est réduite en utilisant un polymère à base d'amidon de pomme de terre, qui semble être peu adapté pour des eaux chargées. D'autres polymères biosourcés devraient être testés;
  - Dans une optique de minimiser la consommation de produits non biodégradables, ces réactifs sont recommandés pour traiter l'effluent d'un HR-MBBR à condition que leur fort potentiel biométhanisable soit confirmé.

## **Recommandations pour les essais futurs**

Les recommandations suivantes proposent des nouvelles voies d'expérimentation et des améliorations à apporter pour assurer la validité des essais futurs.

### 1. Validation des expérimentations de DTP

- Optimiser les paramètres d'opération de l'appareil Mastersizer 3000 selon le type d'échantillon, notamment la vitesse d'agitation dans le milieu dispersant, l'indice de réfraction des particules, le type de particules et le milieu dispersant;
- Séparer les composantes dans l'échantillon de tailles inférieures et supérieures à 1,2 µm afin d'analyser leur comportement indépendamment sans que les particules de grandes tailles aient un poids disproportionné par rapport aux particules de petites tailles;
- Valider les résultats fournis par le Mastersizer 3000 avec des observations au microscope ou avec d'autres appareils similaires;
- Tester une plage de TRH du MBBR plus grande, soit de 6 minutes à plusieurs heures, afin de déterminer à partir de quel temps de contact l'agglomération des particules est observable dans le réacteur et de pouvoir comparer avec des essais similaires dans la littérature.

### 2. Validation des essais de TFB

- Vérifier la granulométrie des média de la décantation lestée et de la flottation améliorée au préalable des TFB;
- Afin de faciliter la réalisation de bilans de masse, travailler par masse au lieu de volume notamment lors des analyses de MES, de la préparation de solutions de polymère et du remplissage des B-KER<sup>2</sup> lors des TFB;
- Lorsque les eaux usées brutes à l'effluent du dégrilleur 1 de la StaRRE de Repentigny sont utilisées pour des TFB (ou toutes autres eaux pouvant potentiellement contenir un résiduel de coagulant métallique), vérifier la teneur et l'activité du fer dans l'eau ou vérifier l'effet du fer sur l'efficacité de la coagulation et de la flocculation. Autrement, il est suggéré d'utiliser les eaux usées à l'effluent du dégrilleur 2 afin de minimiser les risques d'avoir beaucoup de fer;

- Vérifier la teneur en métal dans les coagulants pour calculer les volumes réels de produit commercial à ajouter;
- Optimiser le dosage des réactifs et des média et les différents paramètres pouvant influencer la performance des divers procédés avant de les comparer :
  - Décantation lestée : optimiser le gradient de vitesse et la granulométrie de l'agent lestant;
  - Flottation à air dissous : optimiser la pression et le pourcentage de recirculation;
  - Flottation améliorée : optimiser le temps de flottation et la granulométrie des billes de flottation.

### 3. Voies de recherches futures

Concernant le MBBR :

- Étudier l'évolution de la fraction colloïdale de la DCO selon le TRH et le TCO du MBBR pour déterminer s'il y a adsorption des colloïdes.

Concernant les réactifs et les média de TFB :

- Étudier l'effet de la dégradation des réactifs et des média dans le temps, plus particulièrement des solutions de polymère préparées;
- Comparer l'efficacité de d'autres coagulants et polymères biosourcés, tels que le chitosane, la chitine et d'autres réactifs à base de tanin et d'amidon de pomme de terre;
- Comparer l'ajout de demande biochimique en oxygène causé par les réactifs biosourcés et non biodégradables;
- Comparer le potentiel de production de méthane des boues produites par les réactifs biosourcés et non biodégradables.

Concernant la décantation lestée :

- Étudier l'effet de la granulométrie du microsable de silice inférieure à 125 µm lorsque combiné à des réactifs biosourcés et non biodégradables;
- Étudier l'efficacité d'autres agents lestants;

- Vérifier si le microsable de silice peut causer une turbidité résiduelle dans le surnageant clarifié.

Concernant la flottation à air dissous :

- Étudier l'effet de la température sur la production de bulles et sur l'efficacité de la flottation;
- Étudier l'efficacité de la flottation avec ou sans coagulant et/ou polymère;
- Évaluer la vitesse d'ascension des solides lors de la phase de flottation;
- Tester un montage de flottation à air dissous optimisé afin de réguler la taille des bulles et de minimiser les pertes de pression.

Concernant la flottation améliorée :

- Étudier l'effet de multiples réutilisations des billes de flottation sur l'efficacité;
- Étudier l'effet de l'ordre d'injection des billes de flottation dans la séquence de TFB;
- Vérifier si un pré-enrobage des billes de flottation par le polymère (lors de la préparation de la solution de polymère ajouter les billes également) peut augmenter la performance du procédé;
- Étudier l'efficacité d'autres types de billes de flottation;
- Évaluer la vitesse d'ascension des solides lors de la phase de flottation;
- Vérifier si les billes de flottation peuvent causer une turbidité résiduelle dans le sous-nageant clarifié et déterminer les conséquences environnementales d'une perte de billes.

## RÉFÉRENCES

- Åhl, R.M., Leiknes, T. & Ødegaard, H., 2006. Tracking particle size distributions in a moving bed biofilm membrane reactor for treatment of municipal wastewater. *Water Science and Technology* 53(7), 33-42.
- Andreottola, G., Foladori, P., Ragazzi, M. & Tatàno, F., 2000. Experimental comparison between MBBR and activated sludge system for the treatment of municipal wastewater. *Water Science and Technology* 41(4-5), 375-382.
- APHA, AWWA & WEF, 2012. Standard methods for the examination of water and wastewater (22<sup>e</sup> éd.). American Public Health Association, American Water Works Association & Water Environment Federation: Washington, D.C.
- Aygun, A., Nas, B. & Berkay, A., 2008. Influence of high organic loading rates on COD removal and sludge production in moving bed biofilm reactor. *Environmental Engineering Science* 25(9), 1311-1316.
- Azizi, S., Valipour, A. & Sithebe, T., 2013. Evaluation of different wastewater treatment processes and development of a modified attached growth bioreactor as a decentralized approach for small communities. *Scientific World Journal* 2013.
- Beltrán-Heredia, J. & Sánchez-Martín, J., 2009. Municipal wastewater treatment by modified tannin flocculant agent. *Desalination* 249(1), 353-358.
- Beltrán-Heredia, J., Sánchez-Martín, J. & Gómez-Muñoz, M.C., 2010. New coagulant agents from tannin extracts: Preliminary optimisation studies. *Chemical Engineering Journal* 162(3), 1019-1025.
- Beltrán-Heredia, J., Sánchez-Martín, J. & Dávila-Acedo, M.A., 2011. Optimization of the synthesis of a new coagulant from a tannin extract. *Journal of Hazardous Materials* 186(2-3), 1704-1712.
- Bolto, B.A., 1995. Soluble polymers in water-purification. *Progress in Polymer Science* 20(6), 987-1041.
- Brostow, W., Hagg Lobland, H.E., Pal, S. & Singh, R.P., 2009. Polymeric flocculants for wastewater and industrial effluent treatment. *Journal of Materials Education* 31(3-4), 157-166.
- Calderón, K., Martín-Pascual, J., Poyatos, J.M., Rodelas, B., González-Martínez, A. & González-López, J., 2012. Comparative analysis of the bacterial diversity in a lab-scale moving bed biofilm reactor (MBBR) applied to treat urban wastewater under different operational conditions. *Bioresource Technology* Oct(121), 119-126.
- Chemtrac Inc., 2000. ECA 2100 Operations manual. Tiré de [http://www.tag-inc.us/shop/images/ECA2100\\_Operator\\_Manual.pdf](http://www.tag-inc.us/shop/images/ECA2100_Operator_Manual.pdf). Page consultée en ligne le 20 septembre 2015.
- Chemtrade, 2014. Phosphorus control in water and wastewater. Tiré de [http://www.generalchemical.com/assets/pdf/Phosphorus\\_Control\\_in\\_Water\\_and\\_Wastewater.pdf](http://www.generalchemical.com/assets/pdf/Phosphorus_Control_in_Water_and_Wastewater.pdf). Page consultée en ligne le 28 septembre 2015.

- Comeau, Y., 2013. Notes de cours CIV8220 : Épuration biologique des eaux usées (5<sup>e</sup> éd.). Presses internationales Polytechnique: Montréal, QC.
- Crini, G., Badot, P.-M. & Guibal, É., 2009. Chitine et chitosane : Du biopolymère à l'application. Presses Universitaires de Franche-Comté: Besançon, F.R.
- Desjardins, R., 1997. Le traitement des eaux (2<sup>e</sup> éd. revue et enrichie). Presses internationales Polytechnique: Montréal, QC.
- Desjardins, C., 1999. *Simulation et étude en laboratoire de la floculation lestée (Actiflo) à l'aide d'une procédure modifiée de jar test.* (Mémoire de maîtrise, École Polytechnique Montréal, Montréal).
- Eades, A. & Penno, J., 2005. *Brevet américain n° US 6,890,431 B1.* U.S.
- Edzwald, J.K., 2007. Fundamentals of dissolved air flotation. Journal of the New England Water Works Association 121(2), 89-112.
- Ekama, G.A. & Marais, G.v.R., 1984. Biological nitrogen removal. Dans: Theory, design and operation of nutrient removal activated sludge processes. Water Research Commission: Pretoria, Z.A.
- Fatehah, M.O., Sohrab, H. & Teng, T.T., 2013. Comparative study on natural and commercial coagulants: Treatment of semiconductor wastewater in sludge production and removal of heavy metals. International Journal of Science and Modern Engineering 1(7), 1-8.
- Ferland, M., 2014. *Effet des paramètres d'échantillonnage sur la représentativité de la caractérisation des eaux usées.* (Mémoire de maîtrise, École Polytechnique Montréal, Montréal).
- Gallinari, F., Elmaleh, S. & Aïm, R.B., 1996. Influence de la dissipation énergétique sur l'efficacité de la flottation à air dissous : Analogie avec la flocculation. Revue des sciences de l'eau 9(4), 485-498.
- General Electric (GE) Company, 2012. Chapter 37: Wastewater treatment. Tiré de [http://www.gewater.com/handbook/wastewater\\_gas\\_cleaning\\_systems/ch\\_37\\_treatment.jsp](http://www.gewater.com/handbook/wastewater_gas_cleaning_systems/ch_37_treatment.jsp). Page consultée en ligne le 20 septembre 2015.
- Govoreanu, R., Saveyn, H., Van der Meeren, P. & Vanrolleghem, P.A., 2004. Simultaneous determination of activated sludge floc size distribution by different techniques. Water Science and Technology 50(12), 39-46.
- Grady, C.P.L., Daigger, G.T., Love, N.G. & Filipe, C.D.M., 2011. Biological wastewater treatment (3<sup>e</sup> éd.). IWA Publishing, CRC Press: Boca Raton, FL.
- Graham, N., Gang, F., Fowler, G. & Watts, M., 2008. Characterisation and coagulation performance of a tannin-based cationic polymer: A preliminary assessment. Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects 327(1-3), 9-16.
- Hach Company, 2014. Oxygen demand, chemical Method 8000 DOC316.53.01099. Hach Company.
- Hall-Stoodley, L. & Stoodley, P., 2005. Biofilm formation and dispersal and the transmission of human pathogens. Trends in Microbiology 13(1), 7-10.

- Helness, H., Melin, E., Ulgenes, Y., Järvinen, P., Rasmussen, V. & Ødegaard, H., 2005. High-rate wastewater treatment combining a moving bed biofilm reactor and enhanced particle separation. *Water Science and Technology* 52(10-11), 117-127.
- Hess, A., Chipps, M. & Rachwa, A., 2002. Filter maintenance and operations guidance manual: Subject area: Water Treatment. American Water Works Association: U.S.
- Heubeck, S., de Vos, R.M. & Craggs, R., 2011. Potential contribution of the wastewater sector to energy supply. *Water Science and Technology* 63(8), 1765-1771.
- Hunter, R.J., Ottewill, R.H. & Rowell, R.L., 1988. Zeta potential in colloid science: Principles and applications. Academic Press Limited: Londres, U.K.
- Imasuen, E., Judd, S. & Sauvignet, P., 2004. High-rate clarification of municipal wastewaters: a brief appraisal. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* 79(8), 914-917.
- Ivanovic, I. & Leiknes, T.O., 2012. Particle separation in moving bed biofilm reactor: Applications and opportunities. *Separation Science and Technology* 47(5), 647-653.
- Jarvis, P., Buckingham, P., Holden, B. & Jefferson, B., 2009. Low energy ballasted flotation. *Water Research* 43(14), 3427-3434.
- Jarvis, P., Martin, J., Winspear, T. & Jefferson, B., 2011. Ballasted flotation with glass microspheres for removal of natural organic matter. *Separation Science and Technology* 46(16), 2489-2495.
- Jones, R.M., 2003. Particle size analysis by laser diffraction: ISO 13320, standard operating procedures, and Mie theory. Tiré de <http://www.iesmat.com/iesmat/upload/file/Malvern/Productos-MAL/DIF-Particle%20size%20analysis%20ISO13320%20SOPs%20and%20MIE.pdf>. Page consultée en ligne le 22 septembre 2015.
- Kadlec, R.H., & Reddy, K.R., 2001. Temperature effects in treatment wetlands. *Water Environment Research*, 73(5), 543-557.
- Karizmeh, M.S., 2012. *Investigation of biologically-produced solids in moving bed bioreactor (MBBR) treatment systems*. (Mémoire de maîtrise, Université d'Ottawa, Ottawa-Carleton Institute for Environmental Engineering, Ottawa).
- Karizmeh, M.S., Delatolla, R. & Narbaitz, R.M., 2014. Investigation of settleability of biologically produced solids and biofilm morphology in moving bed bioreactors (MBBRs). *Bioprocess and Biosystems Engineering* 37(9), 1839-1848.
- Kemira Water Solutions, s.d.a. Chlorhydrate d'aluminium (ACH). Tiré de [http://www.kemirawater.ca/subpages/Aluminum\\_Chlorhydrate.asp?langID=2&](http://www.kemirawater.ca/subpages/Aluminum_Chlorhydrate.asp?langID=2&). Page consultée en ligne le 29 septembre 2015.
- Kemira Water Solutions, s.d.b. Aluminate de sodium (SAX). Tiré de [http://www.kemirawater.ca/subpages/Sodium\\_Aluminate.asp?langID=2&](http://www.kemirawater.ca/subpages/Sodium_Aluminate.asp?langID=2&). Page consultée en ligne le 29 septembre 2015.
- Kreft, J.U. & Wimpenny, J.W.T., 2001. Effect of EPS on biofilm structure and function as revealed by an individual-based model of biofilm growth. *Water Science and Technology* 43(6), 135-141.

- Labelle, M.-A., 2013. *Réduction de la production de boues activées*. (Thèse de doctorat, École Polytechnique Montréal, Montréal).
- Lachat Instruments, 1992. QuikChem Automated Ion Analyzer: Methods manual.
- Lachat Instruments, 2001. QuikChem Automated Ion Analyzer: Methods manual.
- Lachat Instruments, 2003. QuikChem Automated Ion Analyzer: Methods manual.
- Lachat Instruments, 2008. Data pack: Lachat applications in Standard Methods 21<sup>st</sup> Edition.
- Lapointe, M. & Barbeau, B., 2015. Evaluation of activated starch as an alternative to polyacrylamide polymers for drinking water flocculation. *Journal of Water Supply: Research and Technology* 64(3), 333-343.
- Lee, W.N., Kang, I.J. & Lee, C.H., 2006. Factors affecting filtration characteristics in membrane-coupled moving bed biofilm reactor. *Water Research* 40(9), 1827-1835.
- Lundh, M., Jönsson, L. & Dahlquist, J., 2002. Flow structures in a dissolved air flotation pilot tank and the influence on the separation of MBBR floc. *Water Science and Technology* 2(2), 69-76.
- Malvern Instruments Ltd., 2011. Mastersizer 3000 user manual.
- Malvern Instruments Ltd., 2012. Inform white paper: A basic guide to particle characterization.
- Malvern Instruments Ltd., 2013. Application note: Wet or liquid dispersion method development for laser diffraction particle size measurements.
- Malvern Instruments Ltd., 2015. Mastersizer 3000 smarter particle sizing. Tiré de <http://www.malvern.com/en/products/product-range/mastersizer-range/mastersizer-3000/default.aspx>. Page consultée en ligne le 23 août 2015.
- Malvern Instruments Ltd., s.d.a. Technical paper: Basic principles of particle size analysis.
- Mamais, D., Jenkins, D. & Pitt, P., 1993. A rapid physical-chemical method for the determination of readily biodegradable soluble COD in municipal wastewater. *Water Research* 27(1), 195-197.
- McQuarrie, J.P. & Boltz, J.P., 2011. Moving bed biofilm reactor technology: Process applications, design, and performance. *Water Environment Research* 83(6), 560-575.
- Melin, E., Helness, H. & Ødegaard, H., 2002. Dissolved air flotation of bioreactor effluent using low dosages of polymer and iron. Dans : *Chemical water and wastewater treatment VII*. IWA Publishing: London, U.K.
- Melin, E., Helness, H., Kenakkala, T. & Ødegaard, H., 2004. High-rate wastewater treatment based on moving bed biofilm reactor, polymer coagulation and flotation. Dans : *Chemical water and wastewater treatment VIII*. IWA Publishing: London, U.K.
- Melin, E., Leiknes, T., Helness, H., Rasmussen, V. & Odegaard, H., 2005. Effect of organic loading rate on a wastewater treatment process combining moving bed biofilm and membrane reactors. *Water Science and Technology* 51(6-7), 421-430.
- Metcalf et Eddy Inc., 1991. *Wastewater engineering: Treatment, disposal, and reuse* (3<sup>e</sup> éd.). McGraw-Hill: New York, NY.

- Metcalf et Eddy Inc., 2014. *Wastewater Engineering: Treatment and resource recovery* (5<sup>e</sup> éd.). McGraw-Hill: New York, NY.
- Meziani, K., 2013. *Microtamisage de l'effluent d'un bioréacteur à lit mobile (MBBR)*. (Mémoire de maîtrise, École Polytechnique Montréal, Montréal).
- Ministère de l'environnement de la Colombie-Britannique, 2012. DRAFT: Digestion for Total Metals in Water - Prescriptive. Tiré de [http://www.env.gov.bc.ca/epd/wamr/labsys/pdf/draft\\_digestion\\_metals.pdf](http://www.env.gov.bc.ca/epd/wamr/labsys/pdf/draft_digestion_metals.pdf). Page consultée en ligne le 18 septembre 2015.
- Ministère du développement durable, de l'environnement et de la lutte contre les changements climatiques (MDDELCC), 2011a. Équipement de procédé, fiche d'information technique : Réacteur biologique à support fluidisé MBBR avec garnissage K3 d'AnoxKaldnes. Tiré de <http://www.mddelcc.gouv.qc.ca/eau/eaux-usees/usees/fiches/EP-08-MBBR-K3.pdf>. Page consultée en ligne le 23 août 2015.
- Ministère du développement durable, de l'environnement et de la lutte contre les changements climatiques (MDDELCC), 2011b. Équipement de procédé, fiche d'information technique : Réacteur biologique à support fluidisé MBBR avec garnissage K5 d'AnoxKaldnes. Tiré de <http://www.mddelcc.gouv.qc.ca/eau/eaux-usees/usees/fiches/MBBR-K5-AnoxkalnesEP-15.pdf>. Page consultée en ligne le 23 août 2015.
- NG, H.Q., 2012. *Removal of MBBR biofilm solids by Salsnes filter fine mesh sieves*. (Mémoire de maîtrise, Université de Stavanger, Norvège).
- Nogaj, T., Randall, A., Jimenez, J., Takacs, I., Bott, C., Miller, M., Murthy, S. & Wett, B., 2015. Modelling of organic substrate transformation in the high-rate activated sludge process. *Water Science and Technology* 71(7), 971-979.
- Ødegaard, H. & Karlsson, I., 1994. Chemical wastewater treatment-value for money. Dans : *Chemical Water and Wastewater Treatment III*. Springer Verlag: Berlin/Heidelberg, D.E.
- Ødegaard, H., 1998. Optimised particle separation in the primary step of wastewater treatment. *Water Science and Technology* 37(10), 43-53.
- Ødegaard, H., 1999. The moving bed biofilm reactor. Dans : *Water environmental engineering and reuse of water* 1999. Hokkaido Press (en japonais).
- Ødegaard, H., 2000. Advanced compact wastewater treatment based on coagulation and moving bed biofilm processes. *Water Science and Technology* 42(12), 33-48.
- Ødegaard, H., Gisvold, B., Helness, H., Sjøvold, F. & Zuliang, L., 2000. High rate biological/chemical treatment based on the moving bed biofilm process combined with coagulation. Dans : *Chemical water and wastewater treatment VI*. Springer: Berlin, D.E.
- Ødegaard, H., 2006. Innovations in wastewater treatment: The moving bed biofilm process. *Water Science and Technology* 53(9), 17-33.
- Ødegaard, H., Cimbritz, M., Christensson, M. & Dahl, C.P., 2010. Separation of biomass from moving bed biofilm reactors (MBBRs). *WEF/IWA Biofilm reactor technology conference*, Water Environment Federation: Portland, OR.
- OECD, 1976. Proposed method for the determination of the biodegradability of surfactants used in synthetic detergents. Organisation for Economic Co-operation and Development: Paris.

- Omar, F.M., Rahman, N.N.N.A. & Ahmad, A., 2008. COD reduction in semiconductor wastewater by natural and commercialized coagulants using response surface methodology. *Water Air and Soil Pollution* 195(1), 345-352.
- Orantes, J.C. & González-Martínez, S., 2003. A new low-cost biofilm carrier for the treatment of municipal wastewater in a moving bed reactor. *Water Science and Technology* 48(11-12), 243-250.
- O'Toole, G., Kaplan, H.B. & Kolter, R., 2000. Biofilm formation as microbial development. *Annual Review of Microbiology* 2000(54), 49-79.
- Özacar, M. & Şengil, İ.A., 2003a. Evaluation of tannin biopolymer as a coagulant aid for coagulation of colloidal particles. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects* 229(1-3), 85-96.
- Özacar, M. & Şengil, İ.A., 2003b. Effect of tannins on phosphate removal using alum. *Turkish Journal of Engineering & Environmental Sciences* 27(4), 227-236.
- Pavlova, S. & Dobrevsky, I., 2005. Modified Sirofloc process for natural water treatment. *Desalination* 173(1), 55-59.
- Pizzi, A., 1994. Advanced wood adhesives technology. Marcel Dekker: New York, NY.
- Plum, V., Dahl, C.P., Bentsen, L., Petersen, C.R., Napstjert, L. & Thomsen, N.B., 1998. The Actiflo method. *Water Science and Technology* 37(1), 269-275.
- Prévost, M., 2014. Notes de cours CIV8210 : Traitements physico-chimiques de l'eau. Presses internationales Polytechnique: Montréal, QC.
- Qasim, S.R., 1999. Wastewater treatment plants: Planning, design and operation (2<sup>e</sup> éd.). CRC Press: Boca Raton, FL.
- Rice, J.M., 2005. The carcinogenicity of acrylamide. *Mutation Research* 580(1-2), 3-20.
- Rusten, B., Hem, L.J. & Ødegaard, H., 1995. Nitrification of municipal wastewater in moving-bed biofilm reactors. *Water Environment Research* 67(1), 75-86.
- Sánchez-Martín, J., González-Velasco, M. & Beltrán-Heredia, J., 2009. *Acacia mearnsii de Wild* tannin-based flocculant in surface water treatment. *Journal of Wood Chemistry and Technology* 29(2), 119-135.
- Sánchez-Martín, J., Beltrán-Heredia, J. & Solera-Hernández, C., 2010a. Surface water and wastewater treatment using a new tannin-based coagulant. Pilot plant trials. *Journal of Environmental Management* 91(10), 2051-2058.
- Sánchez-Martín, J., González-Velasco, M. & Beltrán-Heredia, J., 2010b. Surface water treatment with tannin-based coagulants from *Quebracho (Schinopsis balansae)*. *Chemical Engineering Journal* 165(3), 851-858.
- Santé Canada, 2009. Les matières dissoutes totales (MDT). Tiré de <http://www.hc-sc.gc.ca/ewh-semt/pubs/water-eau/tds-mdt/index-fra.php>. Page consultée en ligne le 19 septembre 2015.
- Sarparastzadeh, H., Saeedi, M., Naeimpoor, F., Aminzadeh, B., 2007. Pretreatment of municipal wastewater by enhanced chemical coagulation. *International Journal of Environmental Research*, 1(2), 104-113.

- Schubert, R.-L., Boulestreau, M., Christensson, M. & Lesjean, B., 2013. Novel wastewater process scheme for maximum COD extraction: High load MBBR followed by microsieve filtration. IWA 9<sup>th</sup> International conference on biofilm reactors. International Water Association: Paris, F.R.
- Solano, C., Echeverz, M. & Lasa, I., 2014. Biofilm dispersion and quorum sensing. Current Opinion in Microbiology 18, 96-104.
- Stanley, N.F. & Evans, P.R., 1977. Flocculation-flootation aids for treatment of combined sewer overflows. U.S. Environmental Protection Agency: Ohio. EPA-600/2-77-140.
- Sutton, P.M., Rittmann, B.E., Schraa, O.J., Banaszak, J.E. & Togna, A.P., 2011. Wastewater as a resource: a unique approach to achieving energy sustainability. Water Science and Technology 63(9), 2004-2009.
- Tilley, D.F., 2011. Aerobic wastewater treatment processes: History and development. IWA Publishing: Londres, U.K.
- Veolia Water Technologies Canada Inc., 2008. Traitement des eaux : Actiflo/Dusenflo unités préfabriquées. Tiré de <http://www.veoliawatertechnologies.ca/johnmeunier/ressources/files/1/23081,Actiflo-Dusenflo-Unites-prefabriqu.pdf>. Page consultée en ligne le 23 août 2015.
- Veolia Water Technologies Canada Inc., 2015. AnoxKaldnes™ MBBR. Tiré de <http://www.wateronline.com/doc/anoxkaldnes-mbbr-0001>. Page consultée en ligne le 23 août 2015.
- Ville de Repentigny, 2015. Eaux usées. Tiré de <http://ville.repentigny.qc.ca/vie-citoyenne/eau/eaux-usees.html>. Page consultée en ligne le 9 août 2015.
- Wang, L.K., Fahey, E.M. & Wu, Z., 2005. Dissolved air flotation. Dans : Handbook of environmental engineering, Volume 3: Physicochemical treatment processes. The Humana Press Inc.: Totowa, NJ.
- Wentzel, M.C., Mbewe, A. & Ekama, G.A., 1995. Batch test for measurement of readily biodegradable COD and active organism concentrations in municipal wastewaters. Water SA 21(2), 117-124.
- Wentzel, M.C., Mbewe, A., Lakay, M.T. & Ekama, G.A., 1999. Batch test for characterisation of the carbonaceous materials in municipal wastewaters. Water SA 25(3), 327-336.
- Woodard, F., 2001. Industrial waste treatment handbook. Butterworth-Heinemann: Woburn, MA.
- Woodbridge, B.C., 2008. *Brevet américain n° US 2008,019,858 A1*. U.S.
- Xiao, F., Huang, J.C.H., Zhang, B.J. & Cui, C.W., 2009. Effects of low temperature on coagulation kinetics and floc surface morphology using alum. Desalination 237(1-3), 201-213.

## ANNEXE 1. MÉTHODES D'ANALYSE

Tableau A1-1. Liste des paramètres et des méthodes d'analyse correspondantes.

Paramètre	Symbol ou abréviation	Unités	Méthode(s)
Demande chimique en oxygène totale	DCO	mg DCO/L	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Méthode au dichromate de potassium, méthode 8000 de Hach® correspondant à la méthode 5220 D. de <i>Standard Methods</i> (SM) (APHA et al., 2012)</li> <li>▪ Des témoins positifs de biphtalate de potassium ont été préparés selon la méthode 5220 B. de SM</li> <li>▪ Gamme basse 3-150 mg DCO/L et gamme élevée 20-1500 mg DCO/L (Hach Company, 2014)</li> </ul>
DCO filtrée 1,2 et 0,45 µm	DCOf <sub>1,2</sub> et DCOf <sub>0,45</sub>	mg DCO/L	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Même méthode que pour la DCO totale</li> <li>▪ DCOf<sub>1,2</sub> est mesurée sur le filtrat d'un filtre de verre de porosité 1,2 µm Grade 934-AH™ (Glass microfiber filter, Whatman™, GBR)</li> <li>▪ DCOf<sub>0,45</sub> est mesurée sur le filtrat d'un filtre de verre de porosité 1,2 µm et d'une membrane de cellulose de 0,45 µm (Cellulose membrane filter, EMD Millipore, USA) superposés</li> </ul>
DCO floculée-filtrée	DCOf <sub>ff</sub>	mg DCO/L	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ DCOf<sub>ff</sub> est mesurée sur le filtrat d'un filtre à seringue de 0,45 µm (Vent filter, GVS Filter Technology, USA) d'un échantillon coagulé par du sulfate de zinc (Annexe 2) selon la méthode de Mamais et al. (1993)</li> </ul>
Matières en suspension	X <sub>MES</sub>	mg MES/L	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Mesurées en quantifiant la masse de résidu accumulé sur un filtre de verre 1,2 µm et chauffé à 105°C selon la méthode 2540 D. de SM</li> </ul>
Matières volatiles en suspension	X <sub>MVES</sub>	mg MVES/L	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Mesurées en quantifiant la masse de résidu volatilisé lors d'une combustion à 550°C sur un filtre de verre 1,2 µm selon la méthode 2540 E. de SM</li> </ul>
Matières décantables	-	mg/L	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Mesurées par décantation dans un cône Imhoff selon la méthode 2540 F. de SM</li> </ul>

Tableau A1-1. Liste des paramètres et des méthodes d'analyse correspondantes (suite).

Paramètre	Symbole ou abréviation	Unités	Méthode(s)
Azote total Kjeldahl	NTK	mg N/L	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Analyse par injection de flux (<i>flow injection analysis</i>; FIA), méthode 10-107-06-2-D de Lachat QuikChem® correspondant à la méthode 4500-N<sub>org</sub> D. de SM</li> <li>▪ Gamme de 0,2 à 20,0 mg N/L (Lachat Instruments, 1992)</li> </ul>
Ammoniaque total	S <sub>NH4</sub>	mg N/L	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ FIA, méthode 10-107-06-1-K de Lachat QuikChem® correspondant à la méthode 4500-NH<sub>3</sub> H. de SM</li> <li>▪ Gamme de 0,2 à 20,0 mg N/L (Lachat Instruments, 2001)</li> <li>▪ S<sub>NH4</sub> sont mesurés sur le filtrat d'un filtre de verre de porosité 1,2 µm et d'une membrane de cellulose de 0,45 µm superposés</li> </ul>
Azote oxydé	S <sub>NOx</sub>	mg N/L	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ FIA, méthode 10-107-04-1-O de Lachat QuikChem® correspondant à la méthode 4500-NO<sub>3</sub> I. de SM</li> <li>▪ Gamme de 0,05 à 10,0 mg N/L (Lachat Instruments, 2003)</li> <li>▪ S<sub>NOx</sub> sont mesurés sur le filtrat d'un filtre de verre de porosité 1,2 µm et d'une membrane de cellulose de 0,45 µm superposés</li> </ul>
Phosphore total	PT	mg P/L	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ FIA, méthode 10-115-01-3-A de Lachat QuikChem® correspondant à la méthode 4500-P H. de SM</li> <li>▪ Gamme de 0,1 à 5,0 mg P/L (Lachat Instruments, 2001)</li> </ul>
Orthophosphates	S <sub>PO4</sub>	mg P/L	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ FIA, méthode 10-115-01-1-A de Lachat QuikChem® correspondant à la méthode 4500-P G. de SM</li> <li>▪ Gamme de 0,01 à 2,00 mg P/L (Lachat Instruments, 2008)</li> <li>▪ S<sub>PO4</sub> sont mesurés sur le filtrat d'un filtre de verre de porosité 1,2 µm et d'une membrane de cellulose de 0,45 µm superposés</li> </ul>
Orthophosphates	S <sub>PO4</sub>	mg P/L	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Méthode à l'acide ascorbique PhosVer 3®, méthode 8048 de Hach® correspondant à la méthode 4500-P E. de SM</li> <li>▪ Gamme de 0,02 à 2,50 mg PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>/L (ou 0,007 à 0,816 mg P/L)</li> <li>▪ S<sub>PO4</sub> sont mesurés sur le filtrat d'un filtre de verre de porosité 1,2 µm et d'une membrane de cellulose de 0,45 µm superposés</li> </ul>

Tableau A1-1. Liste des paramètres et des méthodes d'analyse correspondantes (suite).

Paramètre	Symbole ou abréviation	Unités	Méthode(s)
Turbidité	-	UTN	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Méthode néphélométrique 2130 B. de SM. avec le turbidimètre 2100N Turbidimeter (Hach Company, USA)</li> </ul>
pH et alcalinité totale	S <sub>Alk</sub>	mg CaCO <sub>3</sub> /L	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Alcalinité totale mesurée par titration à l'acide sulfurique 0,1 N jusqu'au pH de 4,5 selon la méthode 2320 B. de SM avec le titrateur automatique DL28 Electrometric Titrator (Mettler Toledo, USA)</li> </ul>
Distribution de taille des particules	DTP	-	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Granulométrie laser (Mastersizer 3000, Malvern Instruments Ltd., GBR)</li> </ul>
Métal total	Me	mg Me/L	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Absorption atomique avec digestion préalable à l'acide nitrique et chlorhydrique (Ministère de l'environnement de la Colombie-Britannique, 2012)</li> </ul>
Dosage optimal	-	mmol Me/L	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Tests de floculation en bécher</li> <li>▪ <i>Screaming Current Value</i> avec l'appareil Chemtrac® ECA 2100 (Chemtrac Inc., USA)</li> </ul>

## ANNEXE 2. PROTOCOLES

### **1. Procédure générale des tests de flocculation en bécher (TFB)**

Par Catherine Brosseau

*Mise à jour : 28 août 2015*

#### Objectifs

Simuler à l'échelle laboratoire les processus de coagulation et de flocculation et un procédé physico-chimique tel que la décantation classique, lestée ou la flottation.

#### Préparation avant les TFB

1. Calculer les volumes de coagulant et de polymère à injecter selon les dosages souhaités et le volume d'échantillon à traiter
2. Vérifier les micropipettes avec de l'eau de contrôle selon le(s) dosage(s) à injecter
3. Préparer la solution de polymère et allouer un temps de dissolution d'au moins une heure
4. Conserver un échantillon initial qui restera intact pour caractériser l'efficacité de la coagulation, de la flocculation et du procédé physico-chimique
5. S'assurer que la température et le pH de l'échantillon sont ceux souhaités
6. Si un banc d'essai automatique est utilisé, vérifier le bon fonctionnement de l'appareil et programmer la procédure
7. Préparer un témoin négatif de TFB en ajoutant aucun coagulant et polymère et en utilisant la même procédure

#### Matériel

Base ou acide - au besoin pour ajuster le pH de l'échantillon, et ce, tout au long de l'essai ;

Bécher de rejet - lors de la purge de la valve des bêchers carrés B-KER<sup>2</sup> de 2 L ;

Bêchers pour recueillir la portion clarifiée des TFB ;

Bêchers carrés B-KER<sup>2</sup> de 2 L avec valve ;

Chronomètre - au besoin ;

Filtres de verre de 1,2 µm pour les MES et MVES – au besoin ;

pHmètre - au besoin ;

Réactifs à DCO, N, P et alcalinité - au besoin ;

Seringues et/ou micropipettes appropriées pour injecter les réactifs ;

Seringues pour recueillir la portion clarifiée des TFB - au besoin ;

Thermomètre ;

Turbidimètre - au besoin

### Notes supplémentaires

- Si l'on travaille seul, pour assurer la simultanéité des TFB, il est conseillé d'en effectuer seulement deux en parallèle
- Observer la forme, la grosseur, la rapidité de formation, la résistance, etc. des flocs
- À la fin de la procédure, recueillir la portion clarifiée en purgeant d'abord quelques secondes la valve pour s'assurer qu'aucun floc n'y soit emprisonné
- Les mesures de suivi sur l'échantillon initial et clarifié sont typiquement : fractionnement DCO, MES, MVES, N, P, turbidité, alcalinité, pH, etc.

## 2. Détermination de la DCO floculée-filtrée sur des eaux usées

Ce protocole a été reproduit presque dans son intégralité avec permission de « Réduction de la production de boues activées » par Labelle (2013), pp. 129-131.

« *Mise à jour : 30 août 2013*

### Objectifs

Cette méthode de flocculation et de filtration permet d'éliminer les fractions de DCO colloïdale et particulaire d'un échantillon d'eaux usées ou de liqueur mixte afin d'évaluer la fraction soluble. Elle est réalisée typiquement afin de déterminer la DCO rapidement biodégradable (rbCOD; selon Mamaïs et al. (1993)) et la DCO soluble inerte suite à un essai respirométrique à forte charge (Méthode au sulfate de zinc; selon Wentzel et al. (1995) et Wentzel et al. (1999)).

### Matériel

Solution de sulfate de zinc à 100 g/L ;  
 Bécher de 150 mL (échantillon de 100 mL) ;  
 pHmètre calibré à pH = 7 et à pH = 10 ;  
 NaOH 6 M ;  
 Filtres à seringue 0,45 µm ;  
 Seringue ;  
 Plaque agitatrice et barreau magnétique ;  
 Fiole jaugée de 1 L

### Préparation de la solution de 100 g/L de ZnSO<sub>4</sub>

Le ZnSO<sub>4</sub> est vendu commercialement sous forme heptahydrate.  
 Masse molaire ZnSO<sub>4</sub>·7 H<sub>2</sub>O : 287,53 g/mol  
 Masse molaire ZnSO<sub>4</sub> : 161,47 g/mol

Pour 1000 mL :

- Dissoudre 178 g de sulfate de zinc heptahydraté dans une fiole jaugée de 1000 mL remplie à demi d'eau déminéralisée
- Compléter au trait de jauge avec de l'eau déminéralisée

**Procédure (Figure A2-1):**

- Ajouter 1 mL de la solution à 100 g/L de ZnSO<sub>4</sub> pour 100 mL d'échantillon
- Agiter vigoureusement sur la plaque agitatrice pendant environ 1 minute
- Ajuster le pH à 10,5-11,0 avec le NaOH 6 M
- Laisser décanter pendant 5 minutes
- Prélever le surnageant à l'aide d'une seringue
- Filtrer le surnageant avec le filtre à seringue de 0,45 µm, en rejetant les 5 premiers millilitres
- Mesurer la DCO sur le surnageant, ce qui représente la DCO floculée-filtrée

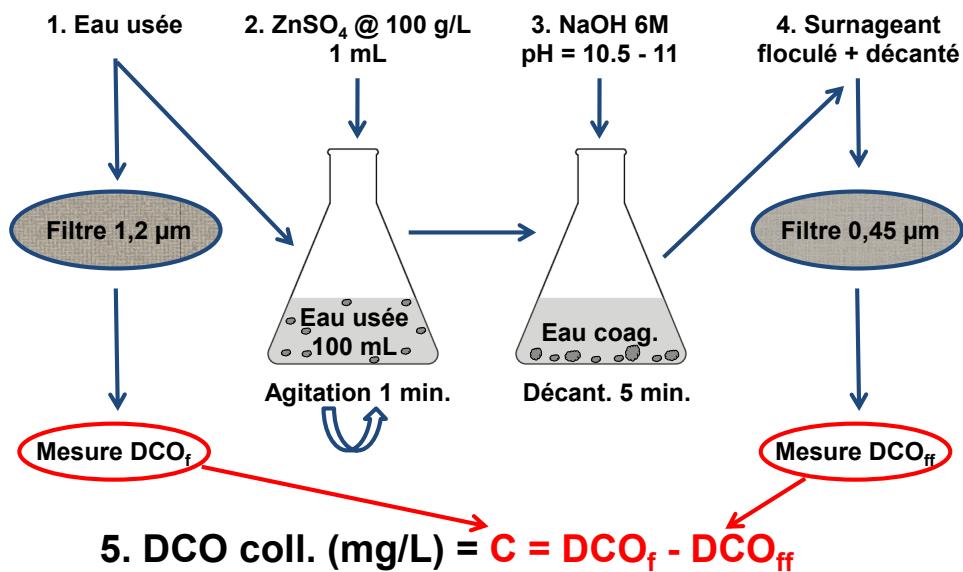


Figure A2-1. Étapes pour la détermination de la DCO colloïdale à partir de la DCO filtrée à 1,2 µm et de la DCO floculée-filtrée. »

## ANNEXE 3. ESSAIS MÉTHODOLOGIQUES

### 1. Validation de la méthode d'analyse des MES

Afin de valider la méthode d'analyse des MES telle que présentée par *Standard Methods* (APHA et al., 2012), une modification du temps et de la température d'évaporation a été effectuée et a été comparée à la méthode conventionnelle.

Méthode #1 : Méthode conventionnelle avec évaporation à 103-105°C pendant 1 heure

Méthode #2 : Changement du temps d'évaporation à 2 heures à une température de 103-105°C

Méthode #3 : Changement de la température à 190°C pendant 1 heure

Ces trois méthodes ont été appliquées sur les surnageants clarifiés de TFB sur les eaux usées brutes de la StaRRE de Repentigny pour une combinaison de réactifs non biodégradables (combinaison #1) et de réactifs biosourcés (combinaison #2) (Figure A3-1). L'effet d'un temps et d'une température d'évaporation plus élevés en comparaison avec la méthode conventionnelle est non significatif (Tableau A3-1). La reproductibilité des TFB a également été vérifiée avec la combinaison de réactifs biosourcés, puisque la différence entre les résultats des deux essais identiques A et B est non significative (Figure A3-1 et Tableau A3-1).

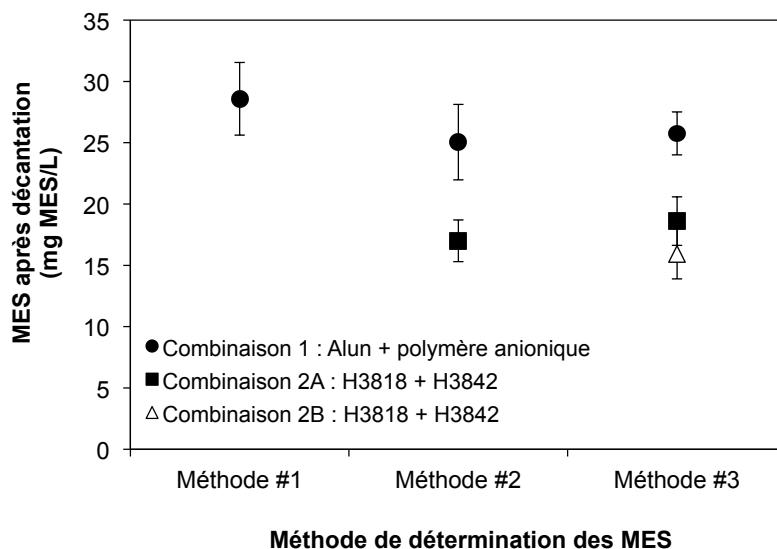


Figure A3-1. Comparaison des trois méthodes de mesures des MES sur l'eau clarifiée par décantation classique. Coagulants : alun (0,2 mmol Al/L) et Hydrex 3818 (33 mg tanin/L); Polymères : PAM anionique (1 mg/L) et Hydrex 3842 (20 mg/L). Les écart-types représentent les variations des réplicats d'analyse.

Tableau A3-1. Effet du temps et de la température d'évaporation sur la détermination des MES. Coagulants: alun (0,2 mmol Al/L) et Hydrex 3818 (33 mg tanin/L); Polymères: PAM anionique (1 mg/L) et Hydrex 3842 (20 mg/L).

Effet du temps d'évaporation					
Combinaison 1 : Alun + polymère anionique					
Méthode #1		Méthode #2		Valeur-p	
MES (mg/L)	n*	MES (mg/L)	n		
29 ± 3	3	25 ± 3	3		0,23
Effet de la température d'évaporation					
Combinaison 1 : Alun + polymère anionique					
Méthode #1		Méthode #3		Valeur-p	
MES (mg/L)	n	MES (mg/L)	n		
29 ± 3	3	26 ± 2	3		0,24
Reproductibilité des essais					
Combinaison 2 : H3818 + H3842					
Méthode #3		Méthode #3		Valeur-p	
Essai A		Essai B			
MES (mg/L)	n	MES (mg/L)	n		
19 ± 2	2	16 ± 2	2		0,32

\*n: nombre de valeurs

Paramètres de la loi de Student :

Distribution bilatérale

Distribution hétéroscédastique

Seuil différence significative : p < 0,05

Differences significatives indiquées par une valeur-p en gras

## 2. Contenu réel en métal des coagulants

Les coagulants de sels métalliques ont été analysés par absorption atomique (AA) sans digestion préalable afin de valider les concentrations en métal données par le fournisseur ainsi que d'étudier l'effet du temps de conservation, soit ici de trois mois (Tableau A3-2). Les volumes de produit commercial de coagulant corrigés selon leur contenu réel en métal sont présentés au Tableau A3-3.

Tableau A3-2. Pourcentages massiques de métal (Me) total (Fe + Al) de plusieurs coagulants déterminés par AA.

Nom commercial	Densité relative <i>Fournisseur</i>	Fe AA	Al AA	Fe AA	Al AA	Me total AA	Me total <i>Fournisseur</i>	Différence Me % m/m
-	-	mg/L	mg/L	% m/m	% m/m	% m/m	% m/m	%
ALS	1,32	-	51 880	-	3,9	3,9	4,3	-8,6
ALS-A10	1,29	-	34 640	-	2,7	2,7	2,98	-9,9
PAX-18	1,37	19,4	116 860	0,0014	8,5	8,5	8,9	-4,1
PAX-XL6	1,20	-	59 170	-	4,9	4,9	5,4	-8,7
PASS-4035	1,39	33 410	50 490	2,4	3,6	6,0	3,2 (Fe) et 3,9 (Al)	-25,0 (Fe) et -7,1 (Al)
PIX-312	1,55	181 100	-	11,7	-	11,7	12,3	-5,0
PIX-111	1,43	195 900	-	13,7	-	13,7	13,3	3,0

Tableau A3-3. Volumes de produit commercial de coagulant à ajouter selon le dosage souhaité ainsi que les pourcentages massiques du fournisseur pour un TFB de 2 L. Les dosages réels et les volumes de produit corrigés pour obtenir le dosage souhaité en tenant compte des mesures par AA sont indiqués.

Nom commercial	Dosage souhaité	Volume produit ajouté	Dosage	Volume produit
			réel	corrigé
-	mmol Me/L	µL	mmol Me/L	µL
ALS	0,200	190	0,183	208
ALS-A10	0,200	282	0,181	313
PAX-18	0,200	89	0,193	92
PAX-XL6	0,200	167	0,183	182
PASS-4035	0,200	142	0,176	162
PIX-312	0,200	118	0,191	123
PIX-111	0,200	118	0,206	114

### 3. Paramètres d'opération du Mastersizer 3000

L'effet de la vitesse d'agitation de l'échantillon dans le milieu de dispersion (eau distillée), de l'indice de réfraction des particules, du type de particules (sphériques, non-sphériques et opaques) et de la nature du milieu dispersant sur les analyses de distribution de taille de particules volumique (DTP-v) sont abordés dans cette section (Figures A3-2 à A3-7 et Tableaux A3-4 et A3-5). Sauf indication contraire, les essais ont été réalisés sur les eaux usées brutes de la StaRRE de Repentigny.

Tel qu'attendu, une augmentation de la vitesse d'agitation fait diminuer les percentiles  $Dv10$ ,  $Dv50$  et  $Dv90$  (Figure A3-2). En effet, sous l'effet d'une force de cisaillement plus élevée, les particules ont tendance à se diviser en de plus petites composantes. L'augmentation de  $Dv50$  et de  $Dv90$  entre 500 et 700 rpm pourrait être attribuable à la mise en suspension de particules plus denses qui n'étaient pas agitées à une vitesse aussi faible que 500 rpm (Malvern Instruments Ltd., 2013). Un léger déplacement vers les plus petites tailles en augmentant la vitesse d'agitation a été observé sur la DTP-v (Figure A3-3).

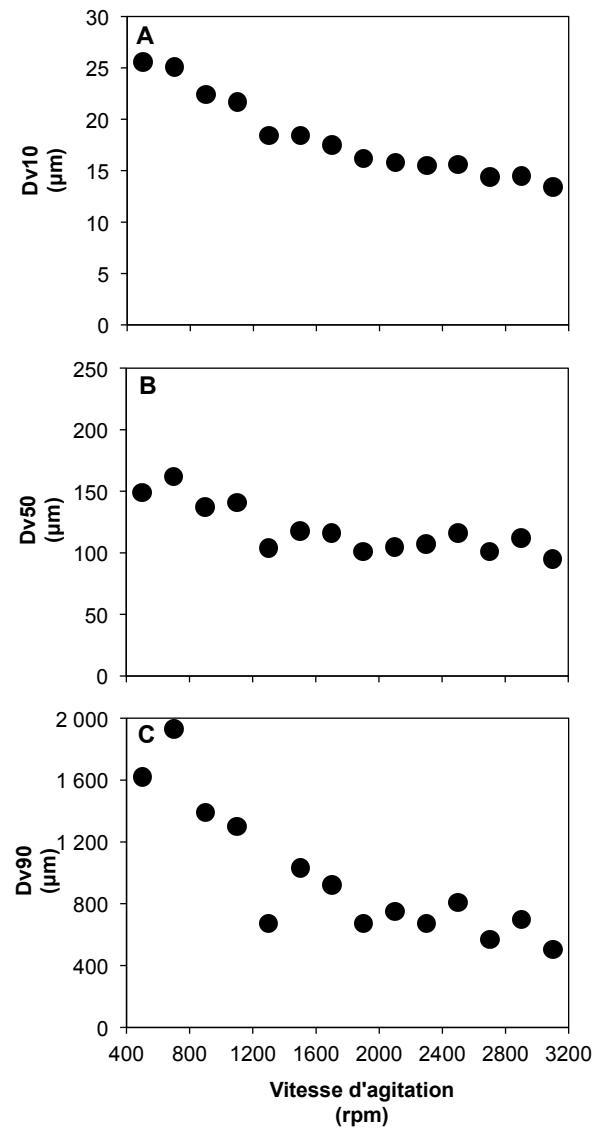


Figure A3-2. Effet de la vitesse d'agitation de l'échantillon dans l'unité de dispersion sur les percentiles A)  $Dv10$ , B)  $Dv50$  et C)  $Dv90$ . Particules non-sphériques et indice de réfraction posé à 1,5.

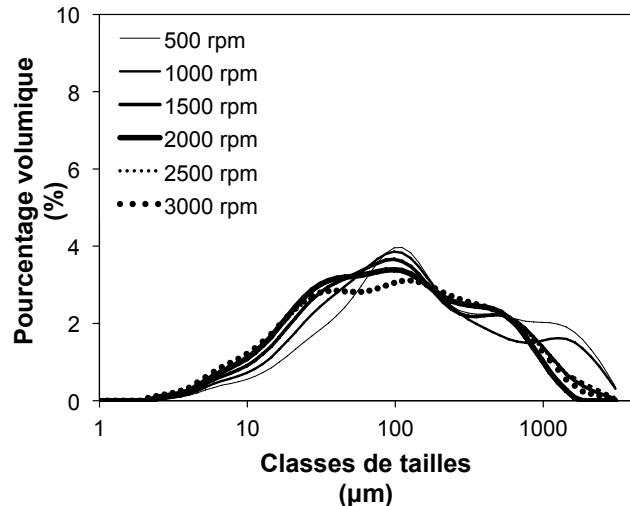


Figure A3-3. Effet de la vitesse d’agitation de l’échantillon dans l’unité de dispersion sur la DTP-v. Particules non-sphériques et indice de réfraction posé à 1,5.

Les percentiles semblent augmenter avec l’indice de réfraction, spécialement pour des valeurs très rapprochées à celle de l’eau, jusqu’à atteindre un plateau pour un indice d’environ 1,5 (Figure A3-4). Il semble qu’à des indices de réfraction plus faibles, la sensibilité de l’appareil aux plus petites tailles soit accrue (Malvern Instruments Ltd., s.d.a.). Les DTP-v pour des indices de réfraction entre 1,34 et 1,42 étaient analogues, par conséquent seules celles à 1,34, 1,36 et 1,40 ont été présentées sur la Figure A3-5. Les DTP-v pour un indice de réfraction de 1,34 à 1,42 présentaient un pic d’intensité autour de 0,1  $\mu\text{m}$  qui diminuait en augmentant l’indice de réfraction pour disparaître à  $\geq 1,43$ .

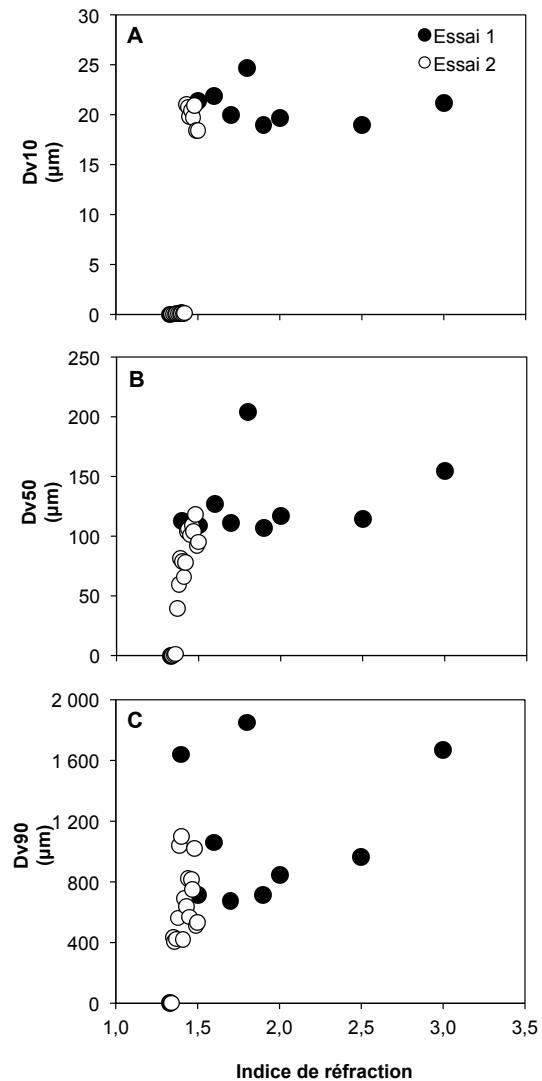


Figure A3-4. Effet de l'indice de réfraction des particules de l'échantillon sur les percentiles A)  $D_{v10}$ , B)  $D_{v50}$  et C)  $D_{v90}$ . Particules non-sphériques et vitesse d'agitation de 1000 rpm.

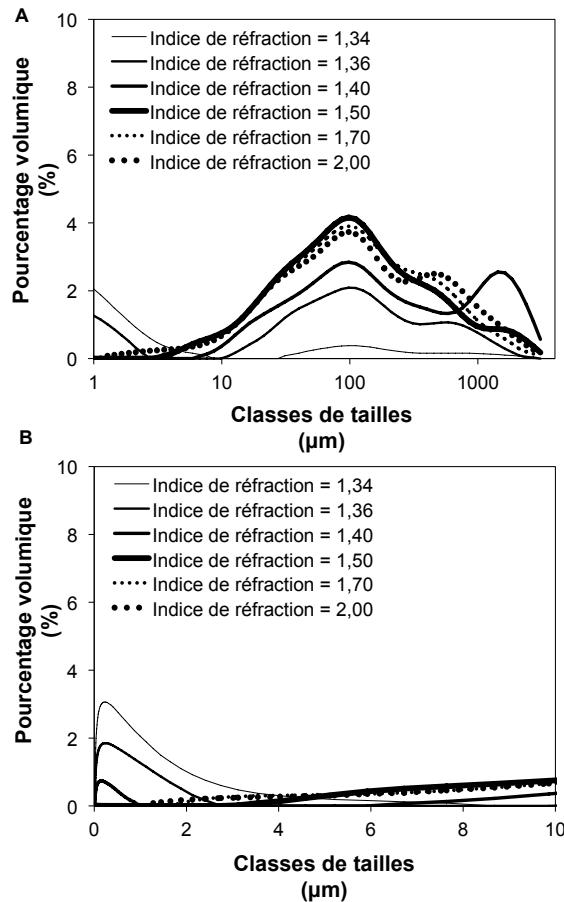


Figure A3-5. Effet de l'indice de réfraction des particules de l'échantillon sur la DTP-v. A) complète et B) resserrement des classes de tailles de 0 à 10  $\mu\text{m}$ . Particules non-sphériques et vitesse d'agitation de 1000 rpm.

Les DTP-v pour des particules sphériques et opaques (approximation de Fraunhofer) sont relativement similaires hormis que l'approximation de Fraunhofer semble surestimer les particules de tailles inférieures à 60  $\mu\text{m}$  (Figure A3-6 et Tableau A3-4). L'allure de la DTP-v des particules non-sphériques est très différente des deux autres types de particules, spécialement pour des tailles supérieures à 600  $\mu\text{m}$ . L'approximation de Fraunhofer n'est pas recommandée, plus spécifiquement pour des particules de tailles inférieures à 50  $\mu\text{m}$ , ce qui pourrait expliquer la divergence de la courbe avec celle de particules sphériques (Jones, 2003).

Tableau A3-4. Effet du type de particules sur les percentiles  $Dv10$ ,  $Dv50$  et  $Dv90$ . Indice de réfraction posé à 1,5 et vitesse d'agitation de 1000 rpm.

Type de particules	Dv10 μm	Dv50 μm	Dv90 μm
-			
Sphérique	28	167	1630
Non-sphérique	24	121	908
Opaque	21	141	1460

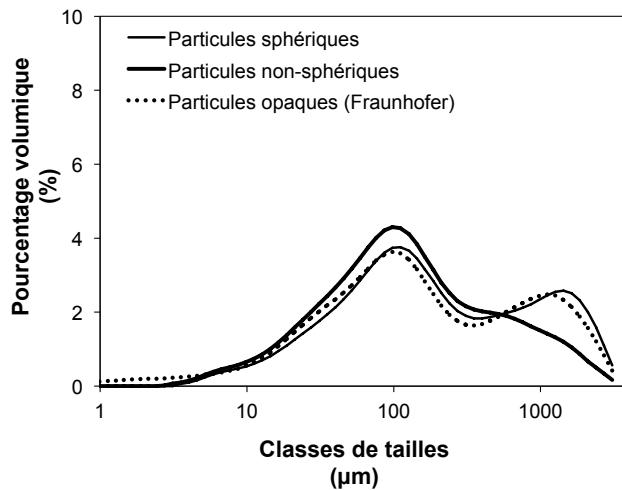


Figure A3-6. Effet du type de particules sur la DTP-v. Indice de réfraction posé à 1,5 et vitesse d'agitation de 1000 rpm.

Une comparaison de trois milieux dispersant a été réalisée sur l'effluent du MBBR à échelle laboratoire avec un affluent synthétique soluble (Figure A3-7 et Tableau A3-5). Les milieux dispersants comparés sont :

- Eau distillée, soit le milieu dispersant utilisé pour tous les essais de DTP ;
- Eau du robinet dégazée afin de ne pas générer de bulles qui pourraient nuire à la dispersion des particules et pourraient occasionner la présence de bulles dans la cellule de mesure ;
- Filtrat à 0,45 μm de l'effluent du MBBR.

Les courbes de DTP-v ont des allures similaires peu importe le type de milieu dispersant, par contre l'utilisation d'eau distillée semble surestimer la quantité de particules de taille d'environ 400 μm. Les percentiles  $Dv10$ ,  $Dv50$  et  $Dv90$  sont très rapprochés pour les trois milieux

dispersant. Il semble que ces trois milieux dispersant soient adaptés pour les mesures de DTP-v de l'effluent d'un MBBR.

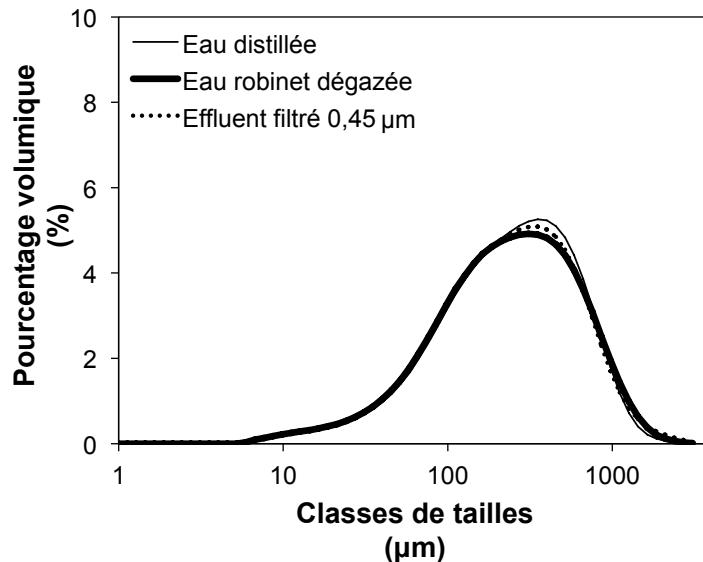


Figure A3-7. Effet de la nature du milieu dispersant sur la DTP-v. Particules non-sphériques, indice de réfraction posé à 1,5 et vitesse d'agitation de 1200 rpm.

Tableau A3-5. Effet de la nature du milieu dispersant sur les percentiles  $Dv10$ ,  $Dv50$  et  $Dv90$ . Particules non-sphériques, indice de réfraction posé à 1,5 et vitesse d'agitation de 1200 rpm.

Milieu dispersant	$Dv10$	$Dv50$	$Dv90$
-	μm	μm	μm
Eau distillée	66	267	767
Eau robinet dégazée	62	257	801
Effluent filtré 0,45 μm	63	259	780

## ANNEXE 4. RAPPORT DE CONCEPTION DU SPIDFLOW®

Par Catherine Brosseau

*Mise à jour : 6 octobre 2015*

### 1. Plan du Spidflow®

Le Spidflow® est un procédé de flottation à air dissous de type pressurisation indirecte d'une portion de l'effluent clarifié, c'est-à-dire qu'une fraction du sous-nageant clarifié lors de la flottation est employée comme eau blanche en étant recirculée et mise sous pression afin d'être injectée dans les eaux à traiter. L'eau du robinet peut également servir d'eau blanche. La particularité du Spidflow® est qu'il possède une buse d'injection permettant de réguler et d'uniformiser la taille des bulles à un diamètre d'environ 40-70 µm.

Le plan du montage Spidflow® et les diverses fonctions de ses composantes sont présentés à la Figure A4-1.

### 2. Spécifications techniques et conditions d'opération

Les spécifications techniques et les conditions d'opération du Spidflow® sont présentées aux Tableaux A4-1 et A4-2. Lors de l'injection de l'eau pressurisée et saturée en air dans la colonne de flottation, la pression interne, soit de 5 à 6 bar, ne doit pas descendre en dessous de 4 bar (réduction de pression au maximum égale à 20%) pour ne pas risquer de réduire la quantité de bulles formées. Il importe de ne pas remplir au complet le ballon de pressurisation afin de laisser une portion d'air lorsque celui-ci est mis sous pression.

Tableau A4-1. Spécifications techniques du Spidflow®.

<b>Paramètre</b>	<b>Unités</b>	<b>Valeur</b>
Pression d'opération ballon pressurisation <i>phase de pressurisation</i>	psig	0 à 109
Vitesse de clarification <i>phase de flottation</i>	m/h	20
Diamètre des microbulles	µm	40-70

Tableau A4-2. Dimensions et volumes effectifs de la cuve de coagulation et de floculation, du ballon de pressurisation et de la colonne de flottation.

<b>Section du montage</b>	<b>Matériaux</b>	<b>Dimensions diamètre – hauteur</b>	<b>Volume total</b>	<b>Plage de fonctionnement</b>
	-	cm	L	L
Cuve de coagulation et floculation	Acrylique	30 (12") - 46 (18")	35	15 à 30
Ballon de pressurisation	Acier inoxydable	20 (8") - 51 (20")	17	5 à 12,5
Colonne de flottation	PVC clair	20 (8") - 100 (39")	40	20 à 35

### 3. Procédure détaillée et mode de fonctionnement

Un exemple d'une séquence typique d'opérations est présenté ci-dessous. Les paramètres d'opération (vitesses et temps d'agitation, rapport air sur solides A/X, etc.) sont présentés à titre indicatif et doivent être optimisés selon **le type d'échantillon à traiter**. La numérotation des vannes fait référence à la Figure A4-1.

#### A. Flottation

1. S'assurer de l'étanchéité du montage
2. S'assurer que toutes les vannes à bille du montage (11 au total) sont en position fermée et connecter le ballon de pressurisation à une source d'air comprimé (ne pas ajouter d'air à cette étape)
3. Ajouter environ 10 L d'eau blanche (eau du robinet ou eau clarifiée) dans le ballon de pressurisation en ouvrant la vanne à bille 2
4. Fermer la vanne à bille 2
5. Ouvrir le robinet d'air comprimé (non présenté sur le schéma) pour pressuriser l'eau blanche dans le ballon de pressurisation
6. Ajuster la pression interne du ballon de pressurisation entre 5 et 6 bar (attention à la limite maximale de pression du ballon) à l'aide de la vanne située sur la ligne d'air comprimé (non présentée sur le schéma)
7. Laisser un temps de pressurisation d'au moins 3 minutes
8. Pendant le temps d'attente, ajouter 25 L d'échantillon d'eaux brutes à traiter dans la cuve de coagulation et flocculation
9. Démarrer l'agitation, typiquement à 160 rpm, à l'aide de l'agitateur et injecter le coagulant (facultatif)

*(2 minutes – phase de coagulation)*

10. Après 2 minutes, ajouter le polymère (facultatif) et réduire l'agitation, typiquement à 45 rpm

*(3-5 minutes – phase de flocculation)*

11. Transférer l'eau coagulée et floculée dans la colonne de flottation par la vanne à bille 1
12. Fermer la vanne à bille 1
13. Fermer le robinet d'air comprimé (non présenté sur le schéma)
14. Ajouter 15% du volume d'échantillon d'eau blanche pressurisée à la colonne de flottation en ouvrant la vanne à bille 3 et selon les graduations sur la colonne de flottation

Calcul du volume d'eau blanche à ajouter :

Volume d'échantillon d'eaux brutes à traiter : 25 L

Fraction d'eau blanche pressurisée à injecter : 0,15 (15%)

Volume d'eau blanche pressurisée à ajouter =  $25 \text{ L} \times 0,15 = 3,75 \text{ L}$

15. Fermer la vanne à bille 3
16. Attendre 10 minutes (*phase de flottation*)
17. *Si le lit de boues doit être retiré, il est nécessaire de procéder d'abord au prélèvement de celui-ci avant de récupérer le sous-nageant*
18. Prélever le sous-nageant clarifié à l'aide des vannes 4-9 en prenant soin de purger d'abord la ligne d'échantillonnage d'un certain volume afin de retirer les particules qui auraient pu s'y loger

## **B. Purge des cellules et remise à pression atmosphérique**

19. Remettre à pression atmosphérique le ballon de pressurisation en ouvrant lentement la vanne à bille 2
20. Purger ensuite le contenu du ballon de pressurisation en ouvrant la vanne à bille 11
21. Purger le contenu de la colonne de flottation en fermant les vannes à bille 4-9 et en ouvrant d'abord la vanne à bille 10 et ensuite les vannes à bille 3 et 11

## **C. Nettoyage des modules**

Pour le ballon de pressurisation, un seul rinçage à l'eau distillée est suffisant. Pour la cuve de coagulation et flocculation et la colonne de flottation :

22. Rincer abondamment à l'eau chaude
23. Ajouter du savon et frotter les surfaces afin d'enlever les boues
24. Rincer abondamment à l'eau chaude pour enlever le savon
25. Rincer à l'eau distillée

Pour rincer l'intérieur de la buse :

26. Fermer toutes les vannes à bille
27. Ajouter de l'eau du robinet dans la colonne de flottation jusqu'à temps que la buse soit submergée d'eau
28. Vidanger l'eau en ouvrant d'abord la vanne à bille 10 et ensuite les vannes à bille 3 et 11

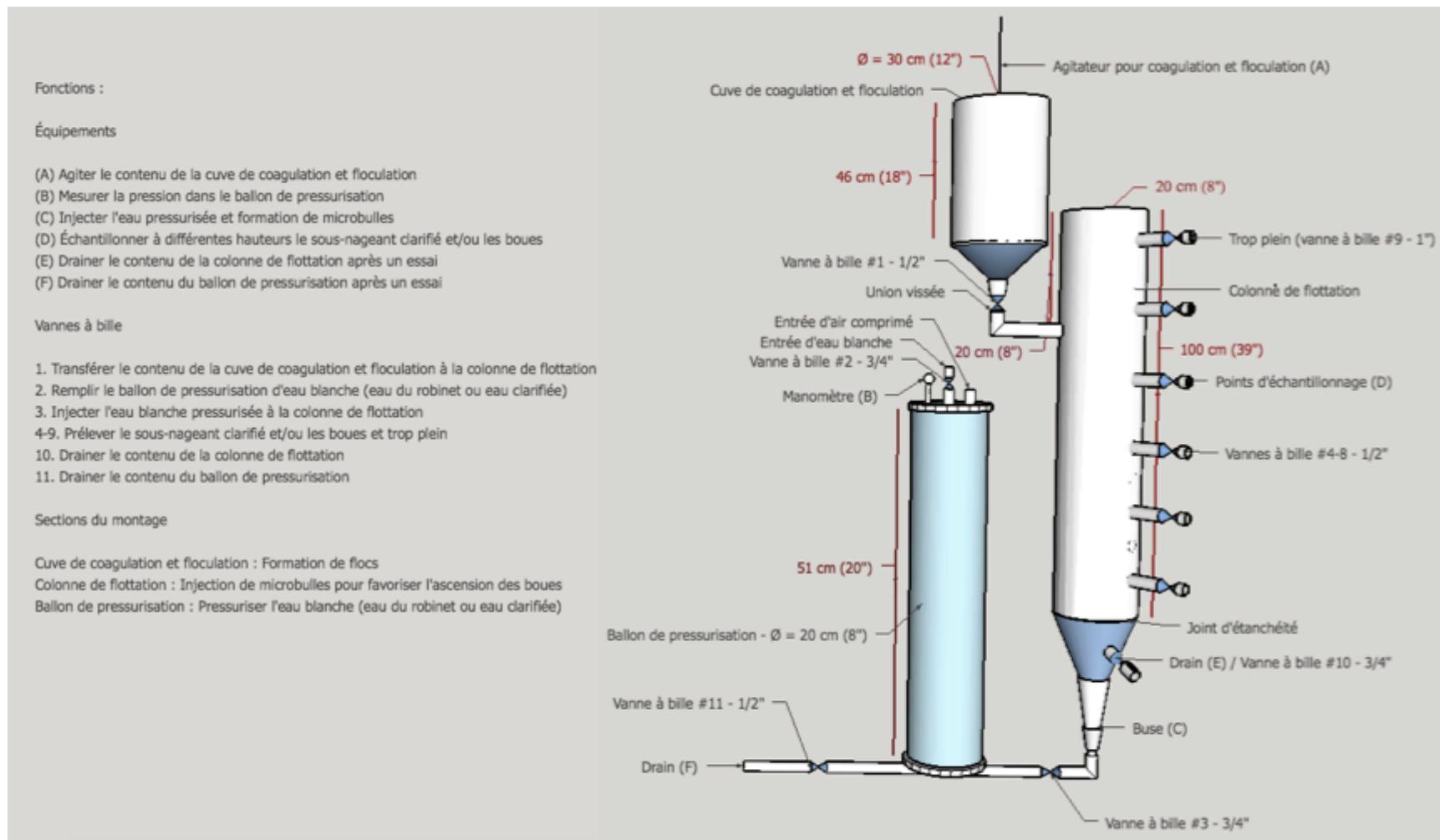


Figure A4-1. Plan du montage Spidflow® à échelle laboratoire réalisé à l'aide du logiciel SketchUp 2014. Les fonctions des sections identifiées sur le schéma sont également présentées.