UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

COMPARAISON TECHNICO-ÉCONOMIQUE DE SOLUTIONS ALTERNATIVES POUR L'ABATTEMENT DES PRÉCURSEURS DE SOUS-PRODUITS ORGANOCHLORÉS DANS LES EAUX DE SURFACE DU CANADA

FÉLIX PLOURDE-LESCELLEUR

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)

AOÛT 2014

© Félix Plourde-Lescelleur, 2014.

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé:

COMPARAISON TECHNICO-ÉCONOMIQUE DE SOLUTIONS ALTERNATIVES POUR L'ABATTEMENT DES PRÉCURSEURS DE SOUS-PRODUITS ORGANOCHLORÉS DANS LES EAUX DE SURFACE DU CANADA

présenté par : PLOURDE-LESCELLEUR Félix

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

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

Mme PRÉVOST Michèle, Ph.D., présidente

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

M. BÉRARD Jean-François, M.Sc.A, membre

REMERCIEMENTS

La réalisation d'un projet de recherche aux cycles supérieurs est un exercice qui permet d'exploiter le plein potentiel de celui qui en est responsable et de développer son esprit scientifique, sa rigueur et sa faculté de jugement. Être admis au sein d'une chaire de recherche aussi prestigieuse que la Chaire Industrielle CRSNG en Eau Potable est donc un honneur. Je dois ainsi remercier en premier lieu mon directeur de recherche, le professeur Benoit Barbeau, de m'avoir donné l'opportunité de travailler sur un projet de recherche qui fut aussi difficile que formateur.

Je tiens également à remercier Annie Carrière de son aide précieuse en début de projet ainsi qu'Isabelle Papineau pour les nombreux conseils qu'elle m'a prodigués lors de la dernière phase du projet, notamment en ce qui concerne la rédaction de l'article. Toutes deux, en tant qu'associées de recherche, ont largement contribué à faire de ce projet une réussite.

Il va de soi que la bonne marche de ce projet n'aurait pas pu être assurée sans l'aide précieuse de Mireille Blais et d'Yves Fontaine au laboratoire. Ce projet a été pour eux une occasion de plus de démontrer leur savoir-faire technique. Sans eux, la réalisation des montages de filtration membranaire eût été très laborieuse. Je ne peux, par ailleurs, passer sous silence la grande contribution de Jacinthe Mailly, Julie Philibert et Marcellin Fotsing, qui, en plus de l'aide qu'ils m'ont apportée en ce qui a trait aux analyses de laboratoire, m'ont prodigué de nombreux conseils qui m'ont permis d'accroître mon efficacité au laboratoire.

Pour terminer, outre le soutien constant apporté par Alix et le reste de ma famille, je tiens à souligner l'aide ponctuelle que de nombreux collègues m'ont apportée au cours de mon passage à la Chaire Industrielle CRSNG en Eau Potable. C'est ainsi que je remercie Simon Léveillé, Irma-Giovanna Llamosas-Chu, Laleh Dashtban, Mathieu Lapointe, Laurent Oligny, Céline Stoquart, Charlène Fériau et Saheb Mansour-Rezaei.

RÉSUMÉ

Le chlore est utilisé de façon extensive dans l'industrie nord-américaine du traitement de l'eau potable en raison de sa capacité d'inactivation de nombreux pathogènes tels que les virus, de son faible coût et de la facilité avec laquelle sa concentration résiduelle peut être mesurée en réseau de distribution. Toutefois, la réaction du chlore libre avec la matière organique naturelle (MON) engendre la formation de sous-produits de désinfection (SPD). Qui plus est, la réglementation en matière de SPD a récemment été resserrée au Québec, ce qui a poussé de nombreuses installations de traitement à effectuer une mise à niveau de leur procédé de manière à ce que l'eau traitée puisse répondre aux nouvelles normes. C'est donc dans cette optique que ce projet vise à 1) déterminer expérimentalement le pourcentage d'enlèvement de la matière organique et de réduction des SPD de la coagulation (alun et sulfate ferrique), de l'inter-ozonation, du couplage coagulation-CAP recirculé, du couplage échange d'ions-coagulation et de la nanofiltration spiralée avant l'étape de désinfection, 2) déterminer l'influence du type d'eau utilisé sur le classement des performances et 3) déterminer les coûts d'investissement en capital et en opération et maintenance des différentes chaînes de traitement à l'étude.

Des essais à l'échelle laboratoire ont été réalisés afin d'évaluer la performance d'enlèvement des précurseurs de SPD de tous les procédés et l'influence du type d'eau brute sur le classement des performances. Les résultats obtenus montrent que la nanofiltration spiralée présente les meilleurs abattements de précurseurs de SPD ainsi que les plus faibles concentrations de SPD pour toutes les eaux, à l'exception de celles qui sont riches en COD (13-15 mg/L), puisque leur traitement a engendré des concentrations de TTHM supérieures à 80 µg/L. Le couplage coagulation-CAP recirculé a, par ailleurs, résulté en des abattements de MON suffisants pour maintenir les concentrations de SPD en-deçà des seuils prescrits par la norme québécoise et ce, pour toutes les eaux à l'étude. D'autre part, le couplage échange d'ions-coagulation et l'inter-ozonation ont, globalement, mené à des abattements de précurseurs de SPD moins importants que la nanofiltration spiralée et le couplage coagulation-CAP recirculé, mais toute même supérieurs à ceux obtenus par coagulation. La coagulation au sulfate ferrique a présenté des réductions de SPD plus élevées que celles obtenues avec l'alun lorsque les doses de coagulant les plus élevées étaient requises, mais l'alun s'est révélé plus efficace dans le cas de l'utilisation de faibles doses. Globalement, les résultats obtenus montrent que l'efficacité des procédés est étroitement liée à la

concentration de COD des eaux brutes. L'évaluation des coûts a montré que le sulfate ferrique a présenté, pour tous les types d'eau à l'étude, les coûts les plus faibles alors que la nanofiltration s'est avérée la plus coûteuse dans la plupart des cas. Néanmoins, lorsque l'on considère à la fois les coûts et les performances de traitement, le couplage coagulation-CAP recirculé s'est avéré être la meilleure alternative au traitement conventionnel pour cinq des six eaux à l'étude. Par ailleurs, la coagulation au sulfate ferrique a présenté la meilleure performance globale dans le cas de l'une des eaux ayant une concentration de COD élevée, notamment en raison de ses coûts significativement inférieurs à ceux des technologies concurrentes. Il convient de préciser, toutefois, que le couplage échange d'ions-coagulation a présenté des coûts et des performances de traitement similaires à celles du couplage coagulation-CAP recirculé dans le cas de l'eau ayant la plus faible alcalinité (6 mg $CaCO_3$/L) et le SUVA le plus élevé (3,7 L/mg-m). En conclusion, il importe de garder en tête que les résultats présentés dans ce document ne sont valides que pour les conditions expérimentales qui y prévalent. Les essais de traitement à l'échelle laboratoire demeurent un outil incontournable dans le processus d'identification des meilleures technologies d'abattement des précurseurs de sous-produits organochlorés.

ABSTRACT

Chlorine is widely used in the North American water industry for both primary and secondary disinfection. This disinfectant can efficiently inactivate a broad range of pathogens such as viruses at low cost, while providing a measurable residual concentration in distribution systems. However, free chlorine reacts with natural organic matter (NOM) and generates potentially carcinogenic disinfection by-products (DBP). As regulations recently became stricter in the province of Quebec, many utilities using chlorine as secondary disinfectant are reviewing their DBP control strategy to achieve regulatory compliance. The purpose of this project was (i) to evaluate the DBP precursor removal efficiency of six processes, namely alum and ferric sulfate (FS) coagulation, intermediate ozonation (IO_3), recirculated powdered activated carbon (PAC), magnetic ion exchange (IX) and spiral-wound nanofiltration, (ii) to assess the impact of source water quality on process performance using six Canadian surface waters representing a broad range of characteristics and (iii) to evaluate the capital investment and operation and maintenance costs of each technology in order to compare the performance of the investigated processes on the grounds of both treatment performance and costs.

Bench scale experiments were conducted to evaluate DBP precursor removal by coagulation with alum and FS, IO_3, PAC, IX and NF. The effect of source water quality on process performance was also assessed on six source waters. Overall, NF offered the best performance in terms of dissolved organic carbon (DOC) removals along with lower DBP concentrations in every tested condition except for DOC-rich waters (13-15 mg/L) for which TTHM concentrations were greater than 80 µg/L. PAC adsorption was the single technology to provide treated waters that met regulatory compliance criteria for all investigated source waters. IX and IO_3 reduced DBP concentration to a lesser extent, but proved to be more efficient than coagulation with alum. FS outperformed alum at higher coagulant dosages, whereas alum offered a superior performance at lower dosages. Available results demonstrate that the treatment efficiency of tested technologies is largely driven by source water DOC concentrations. The evaluation of costs revealed that FS showed the lowest total costs (capital + operation) for each investigated source water, whereas NF was generally the most expensive. Nevertheless, when considering both treatment performance and total costs, PAC proved to be the best treatment option for five of the six investigated waters. FS was chosen as the best technology for one of the DOC-rich waters, as it significantly outperformed alum while showing the lowest costs among all investigated

processes. It must be stressed, however, that IX offered similar costs and treatment performance in the case of the water showing the lowest alkalinity (6 mg CaCO3/L) and the highest SUVA (3,7 L/mg-m). On a final note, one must bear in mind that the aforementioned process rankings are only valid for the set of experimental conditions retained in this study. Treatability tests therefore remain an essential tool to identify most suitable treatment alternative for DBP control.

TABLE DES MATIÈRES

REMERCIEMENTS…….. III

RÉSUMÉ……IV

ABSTRACT……VI

TABLE DES MATIÈRES…. VIII

LISTE DES TABLEAUX…. XIII

LISTE DES FIGURES…… XV

LISTE DES ANNEXES…… XVIII

LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS XIX

CHAPITRE 1 INTRODUCTION 1

1.1 Mise en contexte 1

1.2 Objectif général 3

1.3 Hypothèses de recherche 4

1.4 Originalité de la recherche 5

CHAPITRE 2 REVUE DE LITTÉRATURE 6

2.1 Historique des sous-produits organochlorés et réglementation actuelle 6

2.1.1 Historique 6

2.1.2 Réglementation québécoise 6

2.2 Matière organique naturelle 8

2.2.1 Nature de la MON 8

2.2.2 Quantification de la MON 9

2.2.3 Caractérisation de la MON 9

2.3 Formation des sous-produits lors de la désinfection 13

2.3.1 Mécanismes de réaction 13

2.3.2 Influence des caractéristiques de l'eau sur la formation des SPD 15

2.3.3 Influence des conditions de chloration sur la formation des SPD 16

2.4 Mécanismes d'enlèvement des précurseurs de sous-produits de désinfection 18

2.4.1 Coagulation 18

2.4.2 Inter-ozonation 30

2.4.3 Adsorption sur charbon actif en poudre 34

2.4.4 Échange d'ions 39

2.4.5 Nanofiltration 44

2.5 Principales lacunes de la littérature 50

CHAPITRE 3 MÉTHODOLOGIE DE RECHERCHE 51

3.1 Organisation du document et cohérence de l'article par rapport aux objectifs 51

3.2 Approche expérimentale générale 51

3.3 Détermination expérimentale des pourcentages d'enlèvement de la MON et de réduction des SPD de chaque procédé de traitement 52

3.3.1 Essais de coagulation 52

3.3.2 Essais d'inter-ozonation 53

3.3.3 Essais d'adsorption sur CAP 54

3.3.4 Essais d'échange d'ions 55

3.3.5 Essais de nanofiltration 56

3.3.6 Chloration des eaux traitées et formation des SPD 58

3.3.7 Précision des mesures 58

3.4 Détermination de l'influence du type d'eau brute sur le classement des performances des procédés 59

3.5 Détermination des coûts d'investissement en capital et d'opération et maintenance des chaînes de traitement à l'étude 60

CHAPITRE 4 ARTICLE 1: EVALUATING FIVE PROCESS ALTERNATIVES TO ENHANCE NOM REMOVAL AND DBP CONTROL IN CONVENTIONAL TREATMENT PLANTS 61

4.1 ABSTRACT 61

4.2 INTRODUCTION 62

4.3 MATERIALS AND METHODS 64

4.3.1 General experimental approach 64

4.3.2 Conventional treatment with alum or ferric sulfate 64

4.3.3 Intermediate ozonation 65

4.3.4 Recirculated powdered activated carbon contactor 65

4.3.5 Ion-exchange resin 66

4.3.6 Spiral-wound nanofiltration 66

4.3.7 DBP formation and quantification 67

4.3.8 Other water quality analysis 67

4.4 RESULTS AND DISCUSSION 67

4.4.1 Source Water Characteristics 67

4.4.2 Retained optimal chemical dosages 70

4.4.3 Impact of process type on treatment performance 70

4.4.4 Coagulation (conventional treatment) 73

4.4.5 Intermediate Ozonation 75

4.4.6 Powdered Activated Carbon 76

4.4.7 Ion exchange resin 77

4.4.8 Nanofiltration 78

4.5 CONCLUSIONS 80

4.6 ACKNOWLEDGEMENTS 81

CHAPITRE 5 ASPECTS MÉTHODOLOGIQUES ET RÉSULTATS COMPLÉMENTAIRES : ANALYSE ÉCONOMIQUE 82

5.1 Type d'estimation économique 82

5.2 Choix des méthodes d'estimation des coûts 83

5.2.1 Méthode d'estimation des coûts d'investissement en capital 83

5.2.2 Méthode d'estimation des coûts d'opération et de maintenance 85

5.3 Définition des bases de calcul 85

5.3.1 Capacité d'usine considérée 85

5.3.2 Description des filières de traitement considérées 86

5.4 Estimation des coûts d'investissement en capital 86

5.5 Estimation des coûts d'opération et de maintenance et calcul des coûts totaux 89

5.6 Comparaison des technologies basée sur les coûts totaux et la performance 94

5.6.1 Rivière des Mille-Îles 98

5.6.2 Fleuve St-Laurent 98

5.6.3 Rivière Yamaska 99

5.6.4 Rivière St-Maurice 99

5.6.5 Rivière Athabasca 100

5.6.6 Rivière Souris 100

CHAPITRE 6 DISCUSSION GÉNÉRALE 101

6.1 Signification des résultats obtenus en laboratoire et en analyse économique 101

6.1.1 Spécificité des résultats 101

6.1.2 Interprétation des mesures de concentration de SPD 101

6.1.3 Impact des incertitudes sur le choix des procédés 102

6.1.4 Synthèse des recommandations de procédés 102

6.2 Validation des hypothèses de recherche 106

6.2.1 Hypothèse 1 : Technologie la plus efficace pour l'abattement de la MON 106

6.2.2 Hypothèse 2 : Effet de la qualité de l'eau brute sur le classement des performances des procédés 106

6.2.3 Hypothèse 3 : Technologie la moins coûteuse 107

6.3 Perspectives de recherche.....107

CONCLUSION…….. 110

RÉFÉRENCES……..... 113

ANNEXES…… 122

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2-1 : Réglementations nord-américaines sur les SPD 8

Tableau 2-2 : Fractionnement de la MON obtenu par adsorption sur résines XAD 10

Tableau 2-3 : Réactivité des principales fractions de la MON 12

Tableau 2-4 : Principales réactions d'hydrolyse de l'aluminium et du fer 19

Tableau 2-5 : Mécanismes de coagulation de la MON 20

Tableau 2-6 : Classification de l'eau en fonction du SUVA typiquement utilisée pour l'évaluation de la traitabilité de l'eau par coagulation et du risque de dépassement des normes sur les THM et AHA 22

Tableau 2-7 : Comparaison des coagulations conventionnelle, *enhanced* et optimisée 24

Tableau 2-8 : Caractéristiques spécifiques de la membrane NF270™ 49

Tableau 3-1 : Précision des mesures des paramètres étudiés 58

Tableau 4-1 : Description of investigated source waters 68

Tableau 4-2 : Retained optimal chemical dosages used to evaluate DBP precursor removal. 69

Tableau 5-1 : Caractéristiques des principaux types d'analyses économiques 82

Tableau 5-2 : Pourcentages des coûts de fourniture d'équipements (majeurs + auxiliaires) retenus pour l'analyse des coûts d'investissement en capital (applicables au cas de la mise à niveau d'un procédé existant). 84

Tableau 5-3: Coût de fourniture des équipements majeurs de chaque solution alternative pour un débit de conception de 30000 m^3/d 87

Tableau 5-4: Fractionnement des coûts d'investissement en capital de chaque solution alternative à partir des coûts de fourniture des équipements pour un débit de conception de 30000 m^3/d 88

Tableau 5-5: Coût des produits chimiques considérés pour l'analyse économique 90

Tableau 5-6 : Estimation des coûts d'opération et de maintenance actualisés sur 20 ans à un taux de 4,9% pour un débit d'opération de 20 000 m^3/d pour le cas de la rivière des Mille-Îles .. 91

Tableau 5-7 : Coûts d'opération et de maintenance totaux actualisés sur 20 ans à un taux de 4,9% pour chacune des sources d'eau brute à l'étude 92

Tableau 5-8 : Coûts totaux actualisés sur 20 ans à un taux de 4,9% pour chacune des sources d'eau brute à l'étude 93

Tableau 6-1 : Synthèse des recommandations de technologies de traitement 103

Tableau A-1 : Données brutes des essais de coagulation (alun)……... 122

Tableau A-2 : Données brutes des essais de coagulation (sulfate ferrique) 126

Tableau A-3 : Données brutes des essais d'inter-ozonation 130

Tableau A-4 : Données brutes des essais d'adsorption sur CAP 133

Tableau A-5 : Données brutes des essais d'échange d'ions sur l'eau brute (avant coagulation). 136

Tableau A-6 : Données brutes des essais de coagulation (alun) sur l'eau prétraitée à la résine .. 139

Tableau A-7 : Données brutes des essais de nanofiltration spiralée 142

Tableau B-1 : Paramètres de conception et d'opération du procédé ACTIFLO®……143

Tableau B-2 : Paramètres de conception et d'opération du procédé d'inter-ozonation 144

Tableau B-3 : Paramètres de conception et d'opération du procédé ACTIFLO®Carb 144

Tableau B-4 : Paramètres de conception et d'opération du procédé MIEX® 145

Tableau B-5 : Paramètres de conception et d'opération du procédé NF270™ 145

Tableau B-6 : Calcul des coûts en électricité pour la production d'ozone (pour 1 an) 146

Tableau B-7 : Calcul des coûts en électricité associés au système de dissolution d'ozone (pour 1 an) 146

Tableau B-8 : Coûts totaux associés à l'électricité pour l'inter-ozonation (pour 1 an) 147

LISTE DES FIGURES

Figure 2-1 : Trihalométhanes totaux (THMT) 7

Figure 2-2 : Acides haloacétiques 5 (AHA5) 7

Figure 2-3 : Modèle d'une molécule d'acide humique (Source : Stevenson (1982)) et d'une molécule d'acide fulvique (Source : Buffle (1977)) 13

Figure 2-4 : Schéma conceptuel de la formation des principaux produits issus de la chloration des acides fulviques (Source : Reckhow et Singer (1985)) 14

Figure 2-5 : Le procédé ACTIFLO® (Source : John Meunier, Inc.) 30

Figure 2-6 : Mécanismes de l'action moléculaire de l'ozone (Source : Doré et al. (1988)) 31

Figure 2-7 : Représentation schématique des phénomènes de transport à la surface d'une particule de charbon actif (Source : Chowdhury et al.(2013)) 35

Figure 2-8 : Le procédé ACTIFLO® Carb (Source : John Meunier, Inc.) 39

Figure 2-9 : Le procédé MIEX® (Source : Orica Watercare, Inc.) 44

Figure 2-10 : Principe général de la nanofiltration et de l'osmose inverse (Source : Université de Delft) 45

Figure 2-11 : Phénomènes de transport à la surface d'une membrane opérée en écoulement tangentiel (Source : Université de Delft) 47

Figure 2-12 : Composition d'un module membranaire spiralé (Source : Université de Delft) 50

Figure 3-1 : Représentation schématique de la filière de traitement conventionnel. Le bloc filtration représente une filtration sur sable et anthracite. 53

Figure 3-2 : Représentation schématique de la filière d'inter-ozonation. Le bloc filtration représente une filtration sur sable et anthracite. 54

Figure 3-3 : Représentation schématique de la filière d'adsorption sur CAP. Le bloc filtration représente une filtration sur sable et anthracite. 55

Figure 3-4 : Représentation schématique de la filière d'échange d'ions. Le bloc filtration représente une filtration sur sable et anthracite. 56

Figure 3-5 : Opération d'une membrane en écoulement tangentiel (Source: Pall Corporation)....57

Figure 4-1 : DOC (solid bars) and UVA_{254} (striped bars) removals for alum coagulation, ferric sulfate (FS), intermediate ozonation (IO_3), powdered activated carbon (PAC), ion exchange (IX) and nanofiltration (NF). Statistically improved removals in comparison with alum according to results of a Mann-Whitney test ($p < 0.05$) are designated with a star over the bars representing the median values (n=6).....71

Figure 4-2 : Effluent DOC (solid bars), TTHM-UFC (striped bars) and HAA5-UFC (grey bars) concentrations for alum, ferric sulfate (FS), intermediate ozonation (IO_3), powdered activated carbon (PAC), ion exchange (IX) and nanofiltration (NF). Statistically improved removals in comparison with alum according to results of a Mann-Whitney test ($p < 0.05$) are designated with a star over the bars representing the median values (n=6). 72

Figure 4-3 : Chlorine reactivity (solid bars), and TTHM (striped bars) and HAA5 yields (grey bars) for alum coagulation, ferric sulfate (FS), intermediate ozonation (IO_3), powdered activated carbon (PAC), ion exchange (IX) and nanofiltration (NF). Statistically improved removals in comparison with alum according to results of a Mann-Whitney test ($p < 0.05$) are designated with a star over the bars representing the median values (n=6). 73

Figure 5-1: Description des filières de traitement considérées pour l'analyse économique.....86

Figure 5-2 : Classement du cas de base et des alternatives (alun, sulfate ferrique (SF), IO_3 (inter-ozonation), CAP (couplage coagulation-CAP recirculé), IX (couplage échange d'ions-coagulation) et NF (nanofiltration)) en fonction de leurs coûts totaux et de la concentration de THMT obtenue à l'effluent. Les lettres associées aux points représentent les cours d'eau étudiés, soit la Rivière des Mille-Îles (M), le Fleuve St-Laurent (SL), la Rivière Yamaska (Y), D) la Rivière St-Maurice (SM), la Rivière Athabasca (A) et la Rivière Souris (S). La ligne verticale (pleine) correspond à la médiane des coûts totaux (26,1 M$), la ligne horizontale pleine représente 80% de la valeur de la norme provinciale (64 ppb) et la ligne pointillée horizontale représente une concentration 20% inférieure à 64 ppb (50 ppb) pour tenir compte de l'incertitude associée à la mesure des concentrations de TTHM. 96

Figure 5-3: Classement du cas de base et des alternatives (alun, sulfate ferrique (SF), IO_3 (inter-ozonation), CAP (couplage coagulation-CAP recirculé), IX (couplage échange d'ions-coagulation) et NF (nanofiltration)) en fonction de leurs coûts totaux et de la concentration

de AHA5 obtenue à l'effluent. Les lettres associées aux points représentent les cours d'eau étudiés, soit la Rivière des Mille-Îles (M), le Fleuve St-Laurent (SL), la Rivière Yamaska (Y), D) la Rivière St-Maurice (SM), la Rivière Athabasca (A) et la Rivière Souris (S). La ligne verticale (pleine) correspond à la médiane des coûts totaux (26,1 M$), la ligne horizontale pleine représente 80% de la valeur de la norme provinciale (48 ppb) et la ligne pointillée horizontale représente une concentration environ 50% inférieure à 48 ppb (25 ppb) pour tenir compte de l'incertitude associée à la mesure des concentrations de AHA5. 97

LISTE DES ANNEXES

ANNEXE A DONNÉES BRUTES DES ESSAIS DE TRAITEMENT 122

ANNEXE B PARAMÈTRES DE CONCEPTION ET D'OPÉRATION RETENUS POUR L'ANALYSE ÉCONOMIQUE ET DÉTAIL DES CALCULS D'ESTIMATION DES COÛTS D'ÉQUIPEMENT…….. 143

LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

AHA	Acides haloacétiques
AHA5	Acides haloacétiques 5
APHA	American Public Health Association
BDCM	Bromodichlorométhane
BF	Bromoforme
CAP	Charbon actif en poudre
CAPEX	Coûts d'investissement
CCI	Construction cost index
CF	Chloroforme
COD	Carbone organique dissous
COP	Carbone organique particulaire
COT	Carbone organique total
DBA	Acide dibromoacétique
DBCM	Dibromochlorométhane
DBP	Disinfection by-product
DCA	Acide dichloroacétique
DOC	Dissolved organic carbon
FS	Ferric sulfate

HAA	Haloacetic acids
HAA5	Haloacetic acids 5
HAN	Haloacetonitriles
HMW-NOM	High molecular weight natural organic matter
INSPQ	Institut national de santé publique du Québec
IO_3	Intermediate ozonation
IX	Ion exchange
LMW-NOM	Low molecular weight natural organic matter
LOX	Oxygène liquide
MBA	Acide monobromoacétique
MCA	Acide monochloroacétique
MON	Matière organique naturelle
ND	Non déterminé
NF	Nanofiltration
NOM	Natural organic matter
OMS	Organisation mondiale de la santé
OPEX	Coûts d'opération et de maintenance
PAC	Powdered activated carbon
PFTHM	Potentiel de formation de trihalométhanes

RQEP	Règlement sur la qualité de l'eau potable
SPD	Sous-produits de désinfection
SPO	Sous-produits organochlorés
SUVA	Absorbance UV spécifique
TCA	Acide trichloroacétique
THM	Trihalométhanes
THMT	Trihalométhanes totaux
TOC	Total organic carbon
TTHM	Total trihalomethanes
UFC	Uniform formation conditions
USEPA	United States Environmental Protection Agency
UVA_{254}	Absorbance UV à 254 nm

CHAPITRE 1 **INTRODUCTION**

1.1 Mise en contexte

Le chlore est un désinfectant dont l'usage, très répandu en potabilisation des eaux, se justifie par sa capacité d'inactivation d'une vaste gamme d'organismes pathogènes incluant les virus et *Giardia intestinalis*, son coût relativement faible par rapport aux autres désinfectants et la facilité avec laquelle sa concentration résiduelle peut être mesurée. Les propriétés oxydantes du chlore sont toutefois à l'origine de réactions indésirables avec la matière organique naturelle (MON), un mélange complexe de composés organiques issus notamment de la décomposition des plantes et des rejets anthropiques abondamment retrouvé en eau de surface. Ces réactions mènent à la formation de composés organochlorés, qui représentent l'une des nombreuses catégories de sous-produits de désinfection (SPD). La MON est ainsi qualifiée de principal précurseur de SPD. Les deux familles de SPD les plus abondantes dans les eaux chlorées sont les trihalométhanes (THM) et les acides haloacétiques (AHA), toutes deux appartenant à la catégorie des composés organochlorés. Représentant, à elles seules, environ 30% de l'ensemble des SPD, elles sont utilisées comme indicateurs de la présence d'autres types de SPD dont les effets potentiels sur la santé humaine demeurent inconnus. On estime par ailleurs qu'actuellement, seulement 40% de la composition totale des SPD a été identifiée (American Water Works Association Research Foundation (AWWARF) & US Environmental Protection Agency (USEPA), 2004). Bien qu'aucun lien de causalité n'ait été établi, à ce jour, entre l'exposition aux SPD et les différents types de cancers, plusieurs études animales suggèrent que les THM et les AHA présentent des risques pour la santé. Les acides dichloroacétiques, notamment, présentent, selon l'Organisation Mondiale de la Santé (OMS), un potentiel cancérogène élevé (OMS, 2000). Ces acides, à l'instar des autres SPD, sont d'autant plus indésirables que la principale source d'exposition des consommateurs est l'eau domestique (Institut national de santé publique du Québec (INSPQ), 2002) et qu'une grande proportion de la population nord-américaine consomme de l'eau issue du traitement d'eau de surface, beaucoup plus sujette à la formation de SPD que l'eau domestique produite à partir d'eau souterraine, dont les concentrations de MON sont généralement beaucoup plus faibles.

Le règlement sur la qualité de l'eau potable (RQEP) a fait l'objet, au cours de l'année 2013, de deux changements majeurs concernant les SPD. D'une part, une nouvelle norme limitant la

concentration maximale des AHA, catégorie de SPD jusqu'alors non réglementée, à 60 µg/L a été introduite, basée sur la norme de niveau 1 établie par l'*United States Environmental Protection Agency* (USEPA) en 1998. D'autre part, la fréquence des échantillonnages pour l'analyse trimestrielle des THM a été augmentée pour tous les réseaux de distribution desservant plus de 5000 personnes. Ainsi, le nombre minimal de prélèvements trimestriels est passé d'un seul à 4 (≥ 5 001 et ≤ 100 000 personnes) ou 8 (> 100 001 personnes). De plus, la conformité réglementaire est désormais évaluée, tant pour les THM que pour les AHA, par le calcul d'une moyenne maximale sur 4 trimestres, ce qui signifie que seule la valeur maximale parmi les 4 ou 8 analyses effectuées sera retenue. Le contrôle de la concentration de SPD à l'eau traitée peut être effectué selon deux approches générales. La première approche consiste à utiliser des désinfectants alternatifs. Par exemple, une usine de traitement qui utilise du chlore pour la désinfection secondaire et qui éprouve des difficultés à respecter les normes en vigueur pourrait considérer l'utilisation de chloramines, qui produisent beaucoup moins de THM que le chlore. Le choix d'un désinfectant alternatif requiert toutefois une certaine vigilance. Ainsi, en dépit de leurs avantages, les chloramines peuvent également favoriser la nitrification en réseau de distribution, ce qui résulte en une augmentation de la concentration de nitrites et de nitrates, qui sont des composés potentiellement cancérogènes (USEPA, 2007). La seconde approche, que la présente étude se propose d'explorer, consiste à s'attaquer au problème « à la source », c'est-à-dire en choisissant un procédé de traitement qui permette de maximiser l'enlèvement des précurseurs de SPD en amont de l'étape de désinfection primaire.

Il existe une multitude de technologies d'abattement des précurseurs de SPD. Aux plus classiques que sont la coagulation et l'oxydation par l'ozone s'ajoutent des procédés novateurs tels que ACTIFLO®Carb, qui permet l'abattement de la MON par adsorption sur charbon actif en poudre (CAP), MIEX®, (résine échangeuse d'ions magnétique) et NF270™ (nanofiltration spiralée), qui en sont à leurs débuts dans le marché canadien du traitement des eaux. Bien que l'efficacité de la plupart de ces technologies ait été rapportée par plusieurs auteurs pour certaines sources précises d'eau brute (Bell-Ajy et al., 2000; de la Rubia et al., 2008; Singer et al., 2003; Singer & Bilyk, 2002), il demeure difficile de prédire les différences de performance d'un procédé d'une source d'eau à l'autre, notamment du fait de la variabilité spatio-temporelle et de la complexité de la matière organique qui découle du très grand nombre de sources dont elle peut être issue. À ce premier constat s'ajoute un second concernant les coûts totaux associés à chaque procédé étudié.

Comme ceux-ci sont significativement influencés par les conditions d'opération retenues pour chaque procédé au terme des expérimentations, notamment en ce qui a trait aux doses de produits chimiques, il est impossible de les déterminer *a priori* de manière à effectuer une comparaison universellement applicable des principaux procédés d'abattement de la matière organique.

C'est donc dans ce nouveau cadre réglementaire et commercial que s'inscrit la présente étude, réalisée au sein de la Chaire Industrielle CRSNG en Eau Potable de concert avec l'entreprise John Meunier Inc. À la lumière des précédents constats, ce projet vise à déterminer quel procédé d'enlèvement des précurseurs de SPD présente le meilleur rapport performance d'enlèvement/coût par rapport à une coagulation dite optimisée à l'alun pour les eaux de surface du Québec et de l'ouest canadien tout en respectant les normes relatives aux THM et aux AHA dans les eaux chlorées.

1.2 Objectif général

L'objectif général du présent projet est de comparer, en prenant pour cas de base une usine utilisant déjà un traitement conventionnel basé sur une coagulation à l'alun dite optimisée, la performance d'enlèvement des précurseurs de sous-produits organochlorés et les coûts d'investissement en capital et d'opération et de maintenance de cinq technologies alternatives de rehaussement de l'abattement des précurseurs de sous-produits organochlorés, soit:

(i) le remplacement de l'alun par le sulfate ferrique (au sein d'un procédé ACTIFLO®),

(ii) l'ajout d'un procédé ACTIFLO® Carb en aval d'un procédé ACTIFLO®,

(iii) la mise en place d'une inter-ozonation,

(iv) la mise en place d'un traitement de résine échangeuse d'ions magnétique (MIEX®) en amont d'un procédé ACTIFLO®,

(v) le remplacement d'une filière conventionnelle par un procédé de nanofiltration spiralée (NF270™).

L'étude sera effectuée en considérant six eaux de surface canadiennes, dont quatre proviennent du Québec et deux proviennent de l'ouest canadien. Les eaux du Québec sélectionnées sont celles du fleuve Saint-Laurent et des rivières des Mille-Îles, Yamaska et

St-Maurice alors que les sources de l'ouest canadien sélectionnées sont celles des rivières Athabasca (Alberta) et Souris (Saskatchewan).

L'objectif général pourra être atteint par la réalisation des trois objectifs spécifiques suivants :

- Déterminer expérimentalement le pourcentage d'enlèvement de la matière organique et de réduction des SPD de chaque procédé avant l'étape de désinfection;
- Déterminer l'influence du type d'eau utilisé sur le classement des performances;
- Déterminer les coûts d'investissement en capital et en opération et maintenance des différentes chaînes de traitement à l'étude et comparer les procédés en fonctions de leurs coûts totaux (investissement + opération) et de leurs performances de réduction des SPD.

1.3 Hypothèses de recherche

Les hypothèses de recherche sont les suivantes :

- Le procédé ACTIFLO® Carb est l'alternative la plus efficace pour l'abattement des précurseurs de sous-produits organochlorés. Cette hypothèse peut être vérifiée en effectuant des essais de simulation en laboratoire sur l'ensemble des technologies à l'étude sur toutes les sources d'eau considérées. Elle sera réfutée si le procédé ACTIFLO® Carb n'est pas l'alternative qui présente la meilleure performance d'enlèvement de la MON sur au moins quatre des six sources d'eau à l'étude.
- Le type d'eau utilisé influence le classement des performances établi au terme des essais en laboratoire. Cette hypothèse sous-tend que la réactivité de la matière organique varie de façon significative d'une eau à l'autre. Comme la précédente, elle peut être vérifiée en effectuant des essais de simulation en laboratoire sur l'ensemble des technologies à l'étude sur toutes les sources d'eau considérées. Cette hypothèse sera réfutée s'il est constaté que le classement des performances ne varie pas en fonction du type d'eau utilisé lors des essais en laboratoire.
- La conversion de l'alun au sulfate ferrique est l'alternative la moins coûteuse, puisqu'elle ne nécessite pas d'ajout d'éléments à la chaîne de traitement déjà en place pour la coagulation optimisée à l'alun. La vérification de cette hypothèse sera possible au terme de l'analyse des coûts d'investissement initial et d'opération et de maintenance de

l'ensemble des technologies à l'étude pour un débit de conception de 30 000 m^3/d et un débit d'opération de 20 000 m^3/d et ce, pour toutes les sources d'eau considérées. Cette hypothèse sera réfutée s'il est constaté que le sulfate ferrique n'est pas l'alternative la moins coûteuse.

1.4 Originalité de la recherche

L'originalité des hypothèses précédemment émises réside dans le fait qu'aucune étude technico-économique sur le traitement conventionnel des eaux, en parallèle avec cinq alternatives pour le rehaussement de l'enlèvement des précurseurs de sous-produits organochlorés et avec une méthode d'évaluation systématique de la performance d'enlèvement n'a été effectuée jusqu'ici pour le cas spécifique des eaux du Canada. De plus, le projet cible des technologies novatrices (ACTIFLO® Carb, MIEX®, NF270™) qui ont fait leur apparition relativement récemment dans le marché du traitement des eaux. Le document issu de ce projet pourra donc être utilisé comme outil d'aide à la prise de décision par les usines québécoises concernées par la problématique.

CHAPITRE 2 REVUE DE LITTÉRATURE

La présente revue de littérature est composée de quatre grands axes, soit la réglementation nord-américaine en matière de SPD, la MON en tant que précurseur de SPD, les conditions de formation des SPD et les principaux mécanismes et technologies d'enlèvement de la MON. Par ailleurs, les principales lacunes de la littérature en matière de structure générale des essais ont été mises en évidence.

2.1 Historique des sous-produits organochlorés et réglementation actuelle

2.1.1 Historique

La formation de sous-produits organochlorés (SPO) a été observée pour la première fois par Rook (1974) dont les travaux ont permis d'identifier la présence de THM dans l'eau chlorée. Toutefois, depuis cette première découverte, le nombre de SPO identifiés a fortement augmenté. Plusieurs autres familles de SPO, telles que les AHA, les halocétones et les haloacétonitriles ont été identifiées. Cette importante masse d'informations accumulée au fil des ans, à laquelle s'ajoute plusieurs autres familles de SPD non organochlorés (aldéhydes, acides carboxyliques, bromates, chlorates, etc.) changea considérablement la donne en matière de désinfection. En effet, alors qu'initialement, la désinfection visait principalement à réduire le risque de maladies infectieuses liées à la consommation d'eau, cette opération a été confrontée à un second risque, soit les effets potentiellement néfastes des SPD et des désinfectants eux-mêmes (principalement le chlore) sur la reproduction et le développement des humains ainsi que leur potentiel cancérogène (OMS, 2000). Un compromis de risque s'est donc imposé *de facto* aux praticiens de la production d'eau potable. Ce compromis consiste à maximiser la qualité microbiologique de l'eau tout en minimisant les risques pour la santé associés aux SPD. Cette double tâche constitue toujours, aujourd'hui, l'un des grands défis de la production d'eau potable.

2.1.2 Réglementation québécoise

La réglementation québécoise en matière de SPD s'inspire des dispositions du règlement américain sur les désinfectants et sous-produits de désinfection (*Disinfectants and Disinfection Byproducts Rule*) (USEPA, 2006). Actuellement, seuls les THM et les AHA font l'objet d'une

norme, de par leur abondance relative élevée par rapport aux autres catégories de SPD et leur capacité à indiquer la présence d'autres sous-produits, organochlorés ou non. Plus précisément, les THM et les AHA faisant l'objet d'une norme sont respectivement regroupés sous les vocables trihalométhanes totaux (THMT) et acides haloacétiques 5 (AHA5). Les THMT (Figure 2-1) comprennent le chloroforme (CF), le bromodichlorométhane (BDCM), le dibromochlorométhane (DBCM) et le bromoforme (BF), alors que les AHA5 (Figure 2-2) regroupent les acides monochloroacétique (MCA), dichloroacétique (DCA), trichloroacétique (TCA), monobromoacétique (MBA) et dibromoacétique (DBA).

Figure 2-1 : Trihalométhanes totaux (THMT)

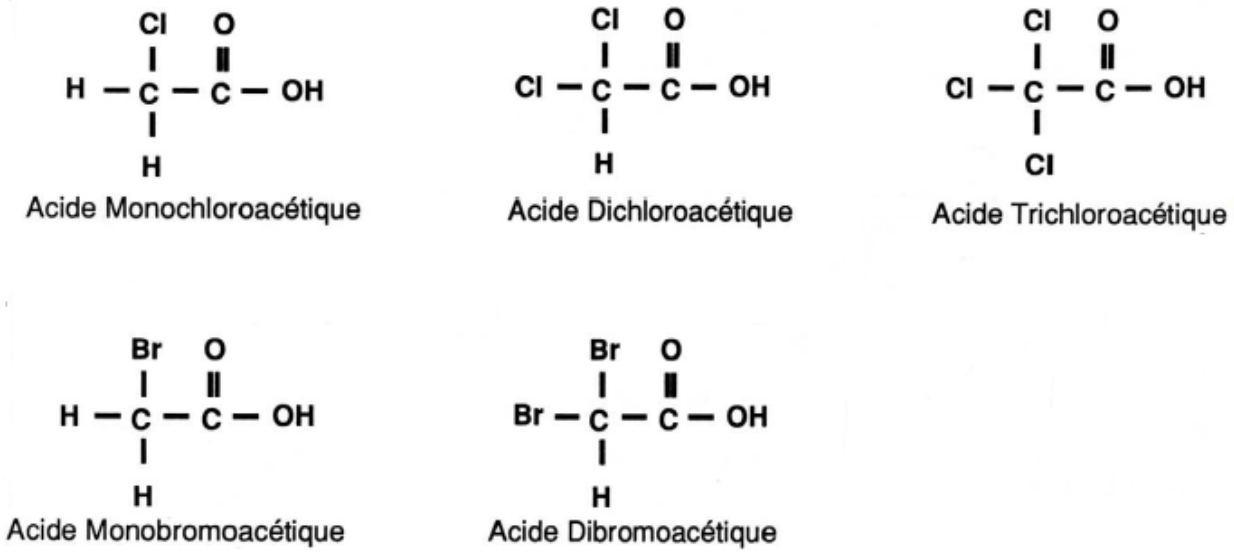


Figure 2-2 : Acides haloacétiques 5 (AHA5)

Il est toutefois important de noter qu'en vertu du RQEP, le suivi des AHA5 ne doit être effectué que si l'exploitant d'un réseau de distribution juge qu'il y a un risque de dépassement de la norme établie. Dans le cas contraire, seul le suivi des THMT est obligatoire. Le Tableau 2-1 ci-dessous présente les principaux éléments des réglementations québécoise et américaine.

Tableau 2-1 : Réglementations nord-américaines sur les SPD

Pays/province	Normes	Méthode de calcul du respect des normes	Sites de prélèvement des échantillons	Références
Québec	80 µg THMT/L 60 µg AHA5/L	Moyenne mobile maximale annuelle (4 trimestres) de 1-8 échantillons suivant le nombre de personnes desservies par le réseau de distribution évalué	THMT : Les lieux (préalablement identifiés) où les concentrations de THMT sont les plus élevées AHA5 : Centre du réseau de distribution	(Ministère du Développement Durable, 2013)
États-Unis	80 µg THMT/L 60 µg AHA5/L	Moyenne mobile annuelle (4 trimestres) de 2-20 échantillons suivant le nombre de personnes desservies par le réseau de distribution évalué	Les 4 lieux (préalablement identifiés) où les concentrations de THMT et d'AHA5 sont les plus élevées	(USEPA, 2006)

2.2 Matière organique naturelle

2.2.1 Nature de la MON

La MON est le principal précurseur de SPD, et celui autour duquel s'articule tout le présent document. Elle représente un mélange complexe résultant de la décomposition et de la lixiviation de composés organiques et de leur transport dans l'eau. La MON comprend deux principales catégories, soit la MON autochtone, qui provient du biote de l'eau (plancton, bactéries) et la MON allochtone, issue de sources terrestres telles que les matières végétales et les tissus animaux, ou encore les rejets anthropiques (bien que ceux-ci ne soient pas « naturels » à proprement parler). La MON allochtone peut atteindre les sources d'eau par lixiviation par le sol ou les tourbières ou par diffusion à partir des sédiments dans l'eau (Krasner, 2001). La MON, en plus d'être précurseur de SPD, peut occasionner un certain nombre de problèmes d'ordre

esthétique (couleur, goûts et odeurs), mais également en réseau de distribution puisqu'elle constitue un substrat pour les bactéries, tout en pouvant potentiellement accentuer la corrosion des conduites (Hendricks, 2006). Le contrôle de ces problèmes passe donc inévitablement par la quantification de la MON, qui est présentée à la section suivante.

2.2.2 Quantification de la MON

Usuellement, on utilise le carbone organique total (COT) pour représenter la quantité totale de MON présente dans l'eau, puisque le carbone y représente près de 50% de la masse totale (Koudjonou et al., 2005). Le COT correspond à la somme du COD et du carbone organique particulaire (COP). D'un point de vue opérationnel, le COD est défini comme étant la fraction du COT qui n'est pas retenue par un filtre ayant une porosité de 0,45 µm (APHA, 1998). Le taux de COT dans les eaux de surface peut fortement varier d'une eau de surface à l'autre. Krasner et al. (1996) soulignent que ce taux peut atteindre 30 mg/L et aussi peu que 0,1 mg/L. Ce paramètre est central en potabilisation des eaux car bien que ne faisant pas l'objet d'une norme, le COT est utilisé notamment pour définir des objectifs de traitement et pour évaluer la qualité de l'eau traitée. Toutefois, pour assurer un suivi adéquat de la qualité d'une eau, les mesures de COT doivent être accompagnées d'une caractérisation de la MON, dont les principales méthodes sont présentées à la section suivante.

2.2.3 Caractérisation de la MON

2.2.3.1 Fractionnement

La connaissance du fractionnement de la MON peut s'avérer très utile pour expliquer et comparer la performance d'enlèvement des précurseurs de SPD de différents procédés. La MON peut être fractionnée suivant deux grandes approches, soit par la leur hydrophobicité via leur affinité pour les résines commerciales XAD, soit par la différence de taille moléculaire par chromatographie d'exclusion de taille ou filtration membranaire (Matilainen et al., 2011). Le Tableau 2-2 présente un fractionnement couramment utilisé obtenu par adsorption sur résines XAD.

Tableau 2-2 : Fractionnement de la MON obtenu par adsorption sur résines XAD

Fraction	Caractéristiques	Références
Acides hydrophobes (acides humiques et fulviques)	- Précurseurs majeurs de SPD - Adsorbés sur résine XAD-8 - Possèdent une charge électrique négative - Excellents donneurs d'électrons - Polyélectrolytes - Acides humiques : masses moléculaires plus élevées que les acides fulviques - Acides humiques : plus oxygénés que les acides fulviques - Acides humiques : facilement coagulables - Acides fulviques : partiellement coagulables - Représentent typiquement 40-80% de la MON	(Matilainen et al., 2011) (Koudjonou et al., 2005)
Acides transphiles	- À mi-chemin entre hydrophobes et hydrophiles; - Adsorbés sur résine XAD-4 - Représentent typiquement 10-30% de la MON	
Hydrophiles	- Ne sont pas adsorbés sur les résines XAD - Difficilement coagulables, adsorbables et oxydables - Représentent typiquement 10-30% de la MON	
Neutres hydrophobes et transphiles	- Difficilement coagulables, adsorbables et oxydables - Représentent environ 20% de la NOM	

2.2.3.2 UVA_{254} et SUVA

L'absorbance UV à une longueur d'onde de 254 nm (UVA_{254}) permet de caractériser la MON de manière indirecte. Cette propriété de la MON, facilement mesurable par spectrophotométrie et exprimée en cm-1, donne un certain nombre d'informations sur sa structure (Dilling & Kaiser, 2002). On peut également, à partir de l'UVA_{254} et du COD, déterminer l'absorbance UV spécifique (SUVA) dont la définition est donnée par l'équation 2-1.

$$\text{SUVA (L/mg} - \text{m)} = \frac{\text{UVA}_{254}}{\text{COD}} \text{X } 100 \qquad (2\text{-}1)$$

Le SUVA peut être utilisé comme indice du contenu en substances humiques de la MON (Weishaar et al., 2003). Par ailleurs, Krasner (2001) rapporte que les acides humiques et fulviques représentent les fractions de la MON ayant les valeurs de SUVA les plus élevées, avec respectivement 4,6 L/mg-m et 3,1 L/mg-m. Ainsi, l'enlèvement de ces fractions peut être détecté en comparant les valeurs de SUVA des eaux brute et traitée. Le SUVA permet donc, de façon simple et rapide, de comparer la performance de traitement de différents procédés d'abattement des précurseurs de SPD.

2.2.3.3 Réactivité de la MON

La réactivité est un paramètre de caractérisation indirecte de la MON qui, conceptuellement, indique la propension du COD de l'eau à former des SPD (2-2) ou à réagir avec le chlore (2-3).

$$\text{Réactivité } (\mu\text{g SPD/mg COD}) = \frac{\text{Concentration SPD}}{\text{Concentration COD}} \tag{2-2}$$

$$\text{Réactivité } (\text{mg } Cl_2\text{/mg COD}) = \frac{\text{Consommation de chlore après 24h d'incubation}}{\text{Concentration COD}} \tag{2-3}$$

Ces ratios permettent d'évaluer, jusqu'à un certain point, la capacité d'un procédé de traitement à enlever certaines fractions de la MON et fournissent un indice de « qualité » de la matière organique présente dans l'eau traitée. En effet, plusieurs études, dont les résultats sont présentés au Tableau 2-3, ont identifié des différences significatives de réactivité entre les différentes fractions de la MON présentes dans l'eau (Krasner et al., 1996; Tubic et al., 2013).

Tableau 2-3 : Réactivité des principales fractions de la MON

Fraction	THMFP (µg $CHCl_3$/mg COD)	AHAFP (µg AHA6*/mg COD)	Consommation de chlore (mg Cl_2/mg COD)	Références
Acides humiques	51 63	- 48	3 -	Krasner et al.(1996) Tubic et al.(2013)
Acides fulviques	26 30	- 5	1,4 -	Krasner et al.(1996) Tubic et al.(2013)
Acides hydrophiles	21 63	- 5	1,2 -	Krasner et al.(1996) Tubic et al.(2013)
Neutres + bases hydrophiles	- 63	- 40	- -	Krasner et al.(1996) Tubic et al.(2013)
Neutres hydrophobes	12 -	- -	0,27 -	Krasner et al.(1996) Tubic et al.(2013)

*Note : Les AHA6 incluent les AHA5 et l'acide bromochloroacétique

Au vu des valeurs de réactivité présentées au tableau 2-3, les acides humiques sont un important précurseur de THM et de AHA, et présentent une consommation de chlore 2 à 3 fois supérieure à celle des autres fractions. De plus, comme les acides humiques et fulviques réunis peuvent représenter jusqu'à 80% de la MON totale, leur enlèvement peut être détecté par la comparaison des réactivités des eaux brute et traitée. Considérant ceci, la réactivité peut s'avérer un outil relativement simple et efficace pour l'évaluation de l'efficacité d'un procédé de traitement ou pour la comparaison de plusieurs filières. Le suivi en usine de la réactivité en termes de consommation de chlore est accessible à un certain nombre d'usines puisque sa détermination ne requiert pas d'analyses de THM et de AHA, qui sont beaucoup plus coûteuses et complexes que les analyses de chlore et de COD. Cette réactivité, couplée au suivi du SUVA, permet aux usines d'obtenir un indice de la qualité de leur eau traitée et de la probabilité d'excéder les normes associées aux THMT et aux AHA5.

2.3 Formation des sous-produits lors de la désinfection

2.3.1 Mécanismes de réaction

Le chlore peut réagir avec la MON selon trois principaux mécanismes, soit par substitution électrophile, par addition sur les liaisons insaturées et par oxydation sur des sites réducteurs (Doré, 1989). Les espèces aqueuses du chlore, notamment l'acide hypochloreux (HOCl) sont électrophiles. Ainsi, l'acide hypochloreux a une forte tendance à réagir avec les éléments à forte densité électronique tels que les noyaux aromatiques et les liaisons carbone-carbone insaturées (Harrington et al., 1996). Ce type de sites est retrouvé en abondance dans les acides humiques et fulviques (Figure 2-3), ce qui explique leur réactivité relativement élevée en présence de chlore. La Figure 2-4 présente un schéma conceptuel développé par Reckhow et Singer (1985) décrivant la formation des principaux SPD à partir d'acides fulviques.

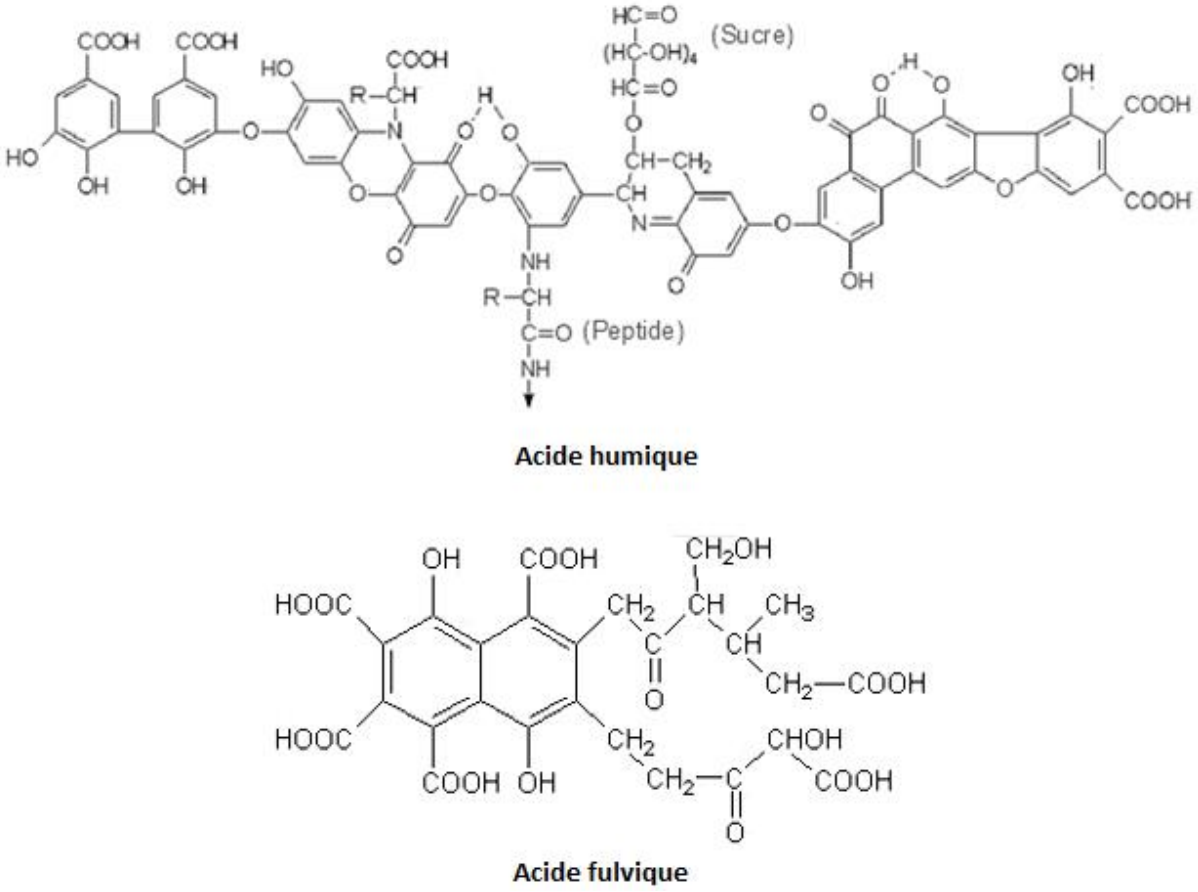


Figure 2-3 : Modèle d'une molécule d'acide humique (Source : Stevenson (1982)) et d'une molécule d'acide fulvique (Source : Buffle (1977))

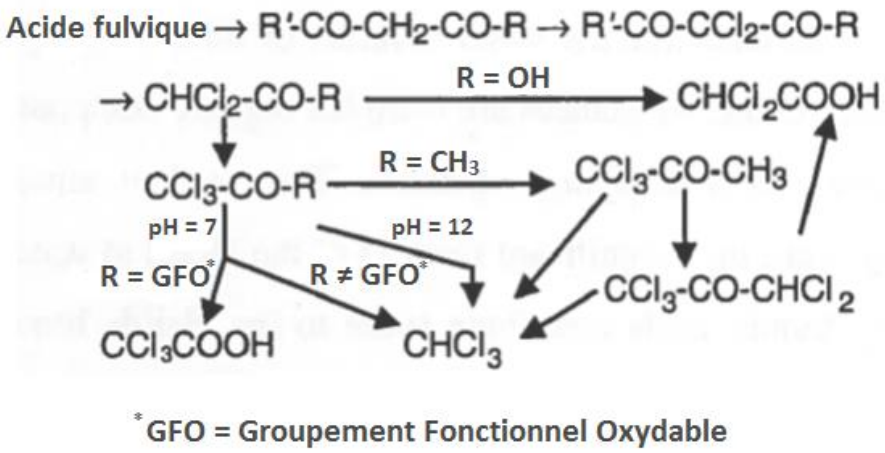


Figure 2-4 : Schéma conceptuel de la formation des principaux produits issus de la chloration des acides fulviques (Source : Reckhow et Singer (1985))

Le schéma de la Figure 2-4, sans être exhaustif, montre que le pH et le type de groupement fonctionnel rattaché à la molécule réagissant avec le chlore influencent la distribution des espèces de sous-produits formés. En premier lieu, des molécules dicétones sont issues de l'oxydation des acides fulviques par le chlore. Les atomes d'hydrogène liés au carbone central des molécules dicétones sont ensuite substitués par des atomes de chlore. L'hydrolyse de la molécule qui en résulte mène à la formation de monocétones. À partir de cette étape, le type de produit formé est fonction du type de groupement fonctionnel (R). Ainsi, si une fonction hydroxyde (OH) est rattachée à la molécule, de l'acide dichloroacétique sera formé. Dans les autres cas, un atome de chlore additionnel est incorporé par substitution, menant à la formation de composés trichlorés. Dans le cas d'un pH neutre, si le groupement est oxydable, la réaction d'oxydation mènera à la formation d'acide trichloroaétique. Si le groupement n'est pas oxydable, la réaction d'hydrolyse prévaudra, ce qui résultera en la formation de chloroforme. Ces sous-produits, bien que n'étant pas les seules espèces pouvant être formées, sont celles qui sont généralement les plus abondantes en eau traitée lorsque l'eau brute contient peu ou pas de bromures (Krasner, 2001). Néanmoins, d'autres facteurs, à savoir les caractéristiques de l'eau à chlorer et les conditions affectent également la distribution des espèces de sous-produits formés et leur concentration à l'eau traitée. Ces facteurs sont présentés à la section suivante.

2.3.2 Influence des caractéristiques de l'eau sur la formation des SPD

2.3.2.1 Influence du COD et de l'UVA_{254}

La concentration et le type de précurseurs de SPD présents dans l'eau à chlorer, respectivement représentés par le COD et l'UVA_{254}, ont une influence considérable sur le taux de formation des SPD. En effet, plusieurs auteurs ont montré que la concentration de THM à l'eau traitée augmente de façon linéaire ($R^2 \geq 0.94$) avec la concentration de COD (Najm et al., 1998) et l'UVA_{254} (Singer et al., 2003) de l'eau à chlorer. Singer et al. (2003) ont également observé le même degré de corrélation entre l'UVA_{254} et les AHA. Ces paramètres peuvent donc être utilisés comme prédicteurs de la formation de THM et de AHA. Ils sont également utilisés pour la définition d'objectifs de traitement, notamment pour la coagulation. Ainsi, l'USEPA (1999) a établi qu'une eau traitée contenant moins de 2 mg/L de COD est généralement suffisante pour le respect des normes relatives aux THMT et aux AHA5. De façon analogue, les travaux d'Edzwald (2009) ont montré qu'une valeur d'UVA_{254} comprise entre 0,030 et 0,035 cm^{-1} correspond généralement à une concentration de COD de 2 mg/L. L'intérêt de ce dernier résultat est que la mesure de l'UVA_{254} est accessible à toutes les usines de traitement, puisque son suivi ne requiert qu'un spectrophotomètre.

2.3.2.2 Influence de l'azote ammoniacal et des bromures

Le chlore, outre la MON, peut également réagir avec les bromures et l'azote ammoniacal. L'azote ammoniacal réagit environ 1000 fois plus rapidement avec chlore que ne le font les bromures et la MON (Doré, 1989). C'est pourquoi l'azote ammoniacal représente l'essentiel de ce qui est appelé la demande immédiate en chlore, à savoir la fraction du chlore qui est consommée dès les premiers instants de la réaction. La réaction de l'azote ammoniacal avec le chlore génère des amines halogénées telles que les monochloramines (NH_3Cl), les dichloramines (NH_2Cl_2), et les trichloramines ($NHCl_3$). Par ailleurs, la concentration de bromures influence la distribution des espèces de sous-produits formés. Ainsi, plus la concentration de bromures est élevée, plus l'abondance relative des espèces bromées sera élevée, et ce tant pour THM que pour les AHA.

2.3.3 Influence des conditions de chloration sur la formation des SPD

2.3.3.1 Influence du pH

Le pH a un effet relativement complexe puisque les valeurs de pH engendrant un taux de formation maximal varient sensiblement d'une espèce de SPD à l'autre. Ainsi, la concentration de THM augmente avec le pH jusqu'à ce que ce paramètre atteigne une valeur d'environ 9, valeur à partir de laquelle la concentration diminue lorsque le pH augmente (Carlson & Hardy, 1998). Par contre, les AHA, et plus particulièrement les acides dichloroacétique et trichloroacétique (les deux espèces de AHA les plus fréquemment observées en eau chlorée), semblent atteindre leur taux de formation maximal lorsque le pH est compris entre 7-7,5 (Stevens et al., 1976). De plus, une diminution de la concentration de ces deux espèces a été observée pour des valeurs de pH supérieures à 8. (OMS, 2000). Considérant ceci, une attention particulière doit être portée aux THM. En effet, la valeur du pH en réseau de distribution avoisine les 8 afin de limiter la corrosion, ce qui résulte en une augmentation de la vitesse de réaction du chlore avec les composés organiques, et donc en des concentrations finales plus élevées.

2.3.3.2 Influence du temps de contact

Le temps de contact a également un impact important sur la quantité de SPD formés. Dans le cas des THM et des AHA, on distingue deux principales phases de formation, soit une phase rapide et une phase lente. La phase rapide se déroule dans les 5 premières heures de contact, alors que la vitesse réaction diminue après cette période (OMS, 2000). Miller et Uden (1983) ont observé qu'environ 90% des THM et des AHA sont formés dans les 24 premières heures de contact. Toutefois, il a été observé que l'augmentation des THM se tarit complètement au bout de 96h, alors que 150h de temps de contact sont requises dans le cas des AHA (OMS, 2000). La connaissance de ces différentes phases est essentielle, sachant que le temps de séjour de l'eau en réseau de distribution peut parfois atteindre 48h.

2.3.3.3 Influence de la température

Le taux de formation des THM et des AHA augmente avec la température. Peters et al.(1980) ont observé que la dépendance du taux de formation de THM à la température est correctement décrite par la loi d'Arrhenius. Ainsi, pour une température de 11°C, qui représente la température

moyenne annuelle des eaux de surface du Québec, la concentration de THM produits est typiquement environ 1,6 fois plus faible que celle observée lorsque la température de l'eau est de 22°C. La période estivale est donc critique pour les exploitants d'usines de traitement, car c'est au cours de cette période que le risque de dépassement des normes est le plus important.

2.3.3.4 Influence des variations saisonnières de la MON

La composition de la MON peut varier de façon importante au cours des saisons dans un même cours d'eau, tout comme elle peut varier d'un cours d'eau à l'autre à un instant donné (Singer, 1994). Des événements tels que les fortes pluies et la fonte des neiges peuvent hausser de façon importante la concentration de MON dans l'eau par le lessivage des sols, ce qui se traduit par une augmentation importante et soudaine du COD et de l'UVA_{254} de l'eau brute. Ces augmentations peuvent avoir un impact significatif sur la performance de traitement d'une usine si le procédé qu'elle utilise n'est pas suffisamment robuste pour y faire face. Les pointes annuelles de concentration de COD et d'UVA_{254}, tout comme les variations de température, doivent donc être prises en compte lors de la conception d'une filière de traitement afin de s'assurer que le traitement réponde aux normes sur les SPD.

2.3.3.5 Influence de la dose de chlore appliquée et de la concentration résiduelle

La dose de chlore appliquée et la concentration résiduelle ont un impact sur le taux de formation des SPD, ainsi que sur la concentration finale obtenue et sur la distribution des espèces (Singer, 1994). Selon cet auteur, des doses appliquées et des concentrations résiduelles plus élevées favorisent la formation de AHA au détriment des THM. De plus, il a été observé que les THM augmentent de façon linéaire avec la dose de chlore appliquée (Trussell & Umphres, 1978). Par ailleurs, le dosage de chlore doit composer avec un double risque. D'une part, la concentration résiduelle doit être suffisamment élevée pour empêcher la croissance bactérienne en réseau de distribution, en tenant compte du temps de séjour de l'eau en réseau. D'autre part, elle doit être suffisamment faible pour éviter un dépassement des normes relatives aux SPD. Dans cette optique, le RQEP préconise que le chlore soit dosé de sorte qu'une concentration égale ou supérieure à 0,3 mg/L et ne devant pas excéder 4 mg/L soit obtenue à la sortie de l'usine (Ministère du Développement Durable, 2013).

2.4 Mécanismes d'enlèvement des précurseurs de sous-produits de désinfection

2.4.1 Coagulation

2.4.1.1 Chimie de la coagulation et mécanismes de réaction avec la MON

La coagulation peut être définie comme étant un procédé qui engendre la formation d'oxydes hydratés complexes dans le but de réduire la charge surfacique des particules colloïdales présentes dans l'eau (Conley & Evers, 1968). Elle fait partie intégrante de ce qui est appelé le traitement conventionnel, qui inclut la coagulation, la floculation, la décantation et la filtration. La coagulation implique l'utilisation d'ions métalliques, généralement l'aluminium ou le fer. Ces métaux sont contenus dans les coagulants. Le sulfate d'aluminium commercial ($Al_2(SO_4)_3 \bullet 14\ H_2O$), mieux connu sous le nom d'alun, est le coagulant le plus utilisé en Amérique du Nord. Néanmoins, des coagulants à base de fer, tels que le sulfate ferrique ($Fe_2(SO_4)_3 \bullet 4{,}5\ H_2O$), sont également utilisé à un degré moindre. Bien qu'il existe une panoplie de coagulants sur le marché, le présent document met l'emphase sur l'alun et le sulfate ferrique.

Hydrolyse des ions métalliques

La première étape de la réaction est l'hydrolyse. L'aluminium et le fer sont des métaux qui réagissent avec les ligands contenus dans l'eau. Les ligands sont des molécules ou des ions qui forment un ion complexe soluble en partageant leurs électrons avec un ion métallique. Dans le cas de l'aluminium et du fer, les espèces dissoutes principalement présentes au moment de l'injection du coagulant sont les ions Al^{3+} et Fe^{3+}. Ces ions réagissent avec les ions hydroxyde (OH^-), qui agit comme ligand, pour former des complexes d'hydroxyde d'aluminium ou de fer selon le cas. Au moins 15 réactions d'hydrolyse distinctes ont été identifiées pour chacun de ces métaux (Hendricks, 2006), dont le Tableau 2-4 présente les principales.

Tableau 2-4 : Principales réactions d'hydrolyse de l'aluminium et du fer

Réaction (forme globale)	**Numéro de l'équation**	**Log K (25°C)**	**Référence**
Aluminium			
$Al^{3+} + H_2O \rightarrow Al(OH)^{2+} + H^+$	2-4	5,00	(Nordstrom & May, 1996)
$Al^{3+} + 2H_2O \rightarrow Al(OH)_2^+ + 2H^+$	2-5	-10,01	
$Al^{3+} + 3H_2O \rightarrow Al(OH)_3 + 3H^+$ (amorphe)	2-6	-16,8	
$Al^{3+} + 4H_2O \rightarrow Al(OH)_4^- + 4H^+$	2-7	-22,99	
Fer			
$Fe(H_2O)_6^{3+} + H_2O \rightarrow Fe(H_2O)_5(OH)^{2+} + H_3O^+$	2-8	-2,2	(O'Melia et al., 1989)
$Fe(H_2O)_5^{3+} + H_2O \rightarrow Fe(H_2O)_4(OH)_2^+ + H_3O^+$	2-9	-3,5	
$Fe(H_2O)_4^{3+} + 3H_2O \rightarrow Fe(H_2O)_3(OH)_3 + H_3O^+$	2-10	-6	
$Fe(H_2O)_3^{3+} + 4H_2O \rightarrow Fe(H_2O)_2(OH)_4^- + H_3O^+$	2-11	-10	

L'hydrolyse s'effectue très rapidement, soit en moins d'une seconde (Hendricks, 2006). Le pH de coagulation détermine l'espèce de complexe qui sera prédominante. Trois principales plages de valeur de pH peuvent être distinguées. La première plage représente les valeurs de pH supérieures à 7, donc basiques. Lorsque le pH de coagulation se situe dans cette plage, le complexe prédominant est le $Al(OH)_4^-$. Cette espèce, chargée négativement, ne peut neutraliser la charge des substances humiques. Ces conditions de coagulation sont donc clairement défavorables et doivent être évitées. La seconde plage comprend les valeurs de pH inférieures à 5, auxquelles les complexes prédominants sont des espèces chargées positivement telles que $Al(OH)_2^+$ et $Al(OH)^{2+}$. Ces complexes peuvent à leur tour former des complexes avec les substances humiques, ce qui est conforme au but recherché. Néanmoins, en pratique, la coagulation n'est jamais effectuée à de telles valeurs de pH car elles ne permettent pas la précipitation de suffisamment d'aluminium sous forme amorphe, ce qui résulte en une concentration d'aluminium

dissous élevée. Ainsi, la coagulation est idéalement effectuée à des valeurs de pH comprises entre 5 et 6,5 pour l'alun et entre 4,5 et 6 pour le sulfate ferrique (Matilainen et al., 2010), ce qui permet d'obtenir les complexes chargés positivement ainsi qu'un précipité sous forme amorphe qui joue un rôle central dans les étapes subséquentes de la coagulation.

Mécanismes de coagulation de la MON

Randtke (1988) a proposé les trois mécanismes de coagulation de la MON suivants décrits au Tableau 2-5.

Tableau 2-5 : Mécanismes de coagulation de la MON

Mécanisme	**Description**	**Type de particules enlevées**	**Fourchette de pH de prédominance du mécanisme**
Déstabilisation des colloïdes		MON particulaire	
Compression de la double couche	Réduction du potentiel de répulsion entre deux particules afin de les déstabiliser. Peut être fait en augmentant la force ionique de la solution.		Peu important par rapport aux autres mécanismes
Neutralisation des charges et adsorption	Neutralisation de la charge négative présente à la surface des substances humiques par un complexe d'hydroxyde d'aluminium ou de fer chargé positivement. Un complexe Al-MON ou Fe-MON est alors formé. Ce complexe peut alors être adsorbé sur des particules de précipité $Al_2(OH)_3$ ou $Fe_2(OH)_3$.		5-6
Emprisonnement dans des particules de précipité (*Sweep Floc*)	Le complexe Al-MON ou Fe-MON est emprisonné dans des particules de précipité $Al_2(OH)_3$ ou $Fe_2(OH)_3$ plutôt qu'adsorbé.		7-8

Tableau 2-5 : Mécanismes de coagulation de la MON (suite)

Adsorption et pontage	Survient principalement en présence de polymère cationique. Les particules peuvent être adsorbées sur les sites des molécules des polymères. Une molécule de polymère crée des ponts entre les particules adsorbées sur chaque site.		7-8
Précipitation	Le complexe Al-MON ou Fe-MON précipite et est éliminé par décantation.	MON dissoute	5-6
Co-précipitation	Inclusion d'une impureté, soluble dans les conditions de précipitation du milieu, dans une particule de précipité. Les complexes Al-MON ou Fe-MON précédemment évoqués peuvent être incorporés aux solides issus de l'hydrolyse ($Al_2(OH)_3$ ou $Fe_2(OH)_3$) et ainsi précipiter avec eux. Les complexes peuvent s'intégrer à la structure cristalline en la respectant ou non, ou être adsorbés à la surface des solides.	MON dissoute	7-8

2.4.1.2 Enlèvement de la MON et de la turbidité

La coagulation telle que pratiquée de nos jours poursuit un double objectif, soit l'abattement de la MON et l'abattement de la turbidité. La MON et la turbidité contribuent à la densité de charges négatives, mais pas forcément dans les mêmes proportions. Le composé qui auquel la plus grande concentration de charges négatives est imputable sera celui qui dictera la dose de coagulant à injecter. Ainsi, il importe de connaître à tout moment le facteur déterminant afin d'obtenir une eau traitée qui soit la plus satisfaisante possible. Selon Edzwald (1993), la MON est la principale source de charges négatives dans de nombreuses sources d'eau et donc le paramètre qui dicte le plus souvent la concentration de coagulant à utiliser. Cet aspect est d'autant plus important qu'il permet de mettre en évidence la différence entre la coagulation dite conventionnelle, qui a pour

principal critère de performance l'abattement de la turbidité, et la coagulation dite optimisée, dont l'objectif est l'abattement combiné des précurseurs de SPD et de la turbidité. En déterminant le dosage du coagulant en fonction de la seule turbidité, on risque, dans beaucoup de cas, de sous-estimer la quantité totale de charges à neutraliser, et par le fait même la dose de coagulant. Cela peut donc conduire à une eau traitée trop riche en MON et à des concentrations de SPD excédant les normes associées aux THMT et aux AHA5. Edzwald et Kaminsky (2009) ont proposé une méthode simple et rapide permettant de déterminer si la majorité des charges provient des particules causant la turbidité ou de la MON. Cette méthode est présentée au Tableau 2-6.

Tableau 2-6 : Classification de l'eau en fonction du SUVA typiquement utilisée pour l'évaluation de la traitabilité de l'eau par coagulation et du risque de dépassement des normes sur les THM et AHA

SUVA (L/mg-m)	**Potentiel d'enlèvement du COT par coagulation**	**Commentaires**	**Références**
< 2	Faible	- Dosage de coagulant déterminé par la turbidité de l'eau - Faible risque d'excéder les normes sur les THM et AHA avant traitement	Edzwald et Kaminsky (2009) USEPA (2006)
2-4	Modéré	- Dosage de coagulant déterminé par la concentration de MON de l'eau - Risque modéré d'excéder les normes sur les THM et AHA avant traitement	
> 4	Élevé	- Dosage de coagulant déterminé par la concentration de MON de l'eau - Risque élevé d'excéder les normes sur les THM et AHA avant traitement	

Ainsi, selon cette méthode, une évaluation de l'absorbance permet de déterminer si la coagulation est contrôlée par la turbidité ou par la MON. Cette information est cruciale, car elle permet d'adapter l'opération du procédé de coagulation en fonction de l'eau brute à traiter. S'il s'avère

que le SUVA de l'eau brute à traiter est supérieur à 2 L/mg-m, ce qui est le cas d'un grand nombre d'eaux de surface au Canada, cela signifie que la MON est la principale source de charges négatives et que la coagulation dite conventionnelle ne pourra pas être appliquée avec succès. Néanmoins, il importe de préciser qu'il s'agit d'une méthode approximative et qu'elle ne peut pas être substituée à des essais en laboratoire, qui seront toujours requis pour déterminer les doses optimales de coagulant à utiliser.

2.4.1.3 Coagulation optimisée

C'est donc ici qu'entre en jeu l'*enhanced coagulation*, par opposition à la coagulation conventionnelle. L'USEPA (1999) définit l'*enhanced coagulation* comme l'ajout d'alun (ou de coagulant ferrique) en quantité suffisante pour enlever une portion substantielle de la MON présente dans l'eau brute en plus des particules causant la turbidité. Pour satisfaire aux critères de l'*enhanced coagulation*, on doit optimiser le dosage de coagulant en fonction du COT enlevé et le pH de coagulation en fonction de l'alcalinité. Toutefois, en pratique, bon nombre d'exploitants, tout en visant un abattement acceptable de la MON, n'effectuent pas d'ajustement du pH autrement que par l'injection du coagulant; on parle alors de coagulation optimisée. Le Tableau 2-7 dresse un portrait comparatif des différents modes de coagulation utilisés en pratique.

Tableau 2-7 : Comparaison des coagulations conventionnelle, *enhanced* et optimisée

	Coagulation conventionnelle	***Enhanced coagulation***	**Coagulation optimisée**
Principe/Définition	Dosage de coagulant en fonction de la turbidité de l'eau brute	Dosage de coagulant en fonction de la turbidité ET de la MON de l'eau brute	Dosage de coagulant en fonction de la turbidité ET de la MON de l'eau brute
Critères d'optimisation de la dose de coagulant	Le dosage de coagulant est considéré optimal lorsque la turbidité de l'eau coagulée/décantée est ≤ 0.5 UTN	Le dosage de coagulant est considéré optimal lorsque : 1) Une addition supplémentaire de 10 mg/L de coagulant engendre un abattement de COT inférieur à 0.3 mg/L; 2) La concentration de COT est ≤ 2 mg/L; 3) Le SUVA est ≤ 2 L/mg-m.	Le dosage de coagulant est considéré optimal lorsque : 1) Une addition supplémentaire de 10 mg/L de coagulant engendre un abattement de COT inférieur à 0.3 mg/L; 2) La concentration de COT est ≤ 2 mg/L; 3) Le SUVA est ≤ 2 L/mg-m.

Tableau 2-8 : Comparaison des coagulations conventionnelle, *enhanced* et optimisée (suite)

Critères d'optimisation concernant le pH et l'alcalinité	-	La valeur optimale du pH dépend de l'alcalinité de l'eau brute : Alcalinité ≤ 60 mg CaCO3/L : pH = 5,5 Alcalinité de 60-120 mg CaCO3/L : pH = 6,3 Alcalinité de 120-240 mg CaCO3/L : pH = 7,0 Alcalinité ≥ 240 mg CaCO3/L : pH = 7,5	-

2.4.1.4 Facteurs influençant la coagulation

Influence du pH

Le pH est la variable la plus importante en coagulation. Le pH influence le type de complexes d'hydrolyse formés, le degré d'ionisation de la MON et le type de mécanisme par lequel la MON et la turbidité sont enlevées (Randtke, 1988). Ainsi, une coagulation effectuée à un pH basique favorise la formation de complexes chargés négativement ($Al(OH)_4^-$ ou $Fe(OH)_4^-$), ce qui empêche la neutralisation des charges négatives des substances humiques. Tel que mentionné précédemment, les plages de pH optimales sont de 5 à 6,5 et de 4,5 à 6 pour les sels d'aluminium et de fer, respectivement.

Influence de l'alcalinité

L'alcalinité affecte fortement la performance de la coagulation. L'alcalinité est définie comme étant la somme des concentrations des ions bicarbonate (HCO_3-), carbonate ($CO_3$2-) et hydroxyde (OH-). Les équations suivantes décrivent l'effet de l'alcalinité sur la coagulation. Seul le cas de l'aluminium est présenté. Néanmoins, les effets sont analogues dans le cas du fer.

$$Al^{3+} + 3H_2O \rightarrow Al(OH)_3 + 3H^+ \qquad (2\text{-}12)$$

$$3HCO_3^- + 3H^+ \rightarrow 3H_2CO_3 \quad (2\text{-}13)$$

La première équation montre que l'hydrolyse de l'ion aluminium engendre la libération de protons (H+), ce qui entraîne une diminution du pH. Toutefois, parallèlement à l'hydrolyse, l'alcalinité de l'eau, ici représentée par les seuls ions bicarbonate, réagit avec les protons libérés, ce qui a pour effet de prévenir la diminution de pH qui aurait lieu autrement. L'alcalinité agit ainsi comme un tampon, sans réagir directement avec l'ion aluminium comme on le croyait auparavant (Hendricks, 2006). L'alcalinité permet donc d'éviter une baisse de pH trop importante, qui se traduirait par de trop faibles enlèvements de MON et de turbidité ainsi que par des concentrations de métaux dissous trop importantes. Par contre, l'alcalinité peut également avoir un effet néfaste sur la performance de coagulation. En effet, une eau présentant une alcalinité trop élevée est difficilement coagulable car le coagulant seul n'est pas suffisant pour abaisser le pH à sa valeur optimale. Il faut alors utiliser un acide fort, tel que l'acide sulfurique, pour corriger le pH et ainsi améliorer l'abattement de la MON et de la turbidité en favorisant la production de complexes d'hydrolyse chargés positivement.

Influence de la température

La température de l'eau affecte principalement la plage de pH optimal des coagulants ainsi que la viscosité de l'eau. Ainsi, dans le cas de l'alun, la solubilité minimale de l'aluminium ainsi que la concentration maximale de complexes chargés positivement en eau froide (4°C) correspond à un pH aux alentours de 6,6 alors qu'en eau chaude (20°C), le pH optimal est d'environ 6,1 (Edzwald & Kaminsky, 2009). Il est donc important, pour maximiser l'abattement de la MON, d'ajuster le pH en fonction de la température. Par ailleurs, l'augmentation de la viscosité de l'eau résulte en une augmentation des forces de cisaillement s'exerçant sur les flocs, ce qui peut entraîner leur bris. Les flocs ainsi réduits peuvent être entraînés dans les filtres plus facilement, ce qui accélère le colmatage de ceux-ci et augmente du même coup la fréquence des rétro-lavages. L'utilisation d'un polymère comme aide-coagulant permet de renforcer le floc et ainsi de minimiser l'ampleur de ce phénomène.

Influence de la turbidité

La turbidité, qui représente la teneur en particules qui gênent le passage de la lumière, a un effet sur la qualité de la décantation. Lorsque la turbidité est élevée, la probabilité de collision entre les

particules est élevée, ce qui augmente du même coup la probabilité de formation de flocs plus gros. Ainsi, la dose de coagulant requise s'en trouve réduite. Par ailleurs, l'abattement de la turbidité d'une eau peu turbide est sensiblement plus difficile.

Influence de la composition de la MON

L'abondance relative des différentes fractions de la MON joue un rôle majeur en coagulation. En effet, il ressort de plusieurs études que les fractions les plus facilement éliminables sont les molécules hydrophobes ayant un poids moléculaire relativement élevé (Fabris et al., 2012; Liang & Singer, 2003). Par ailleurs, lorsque le contenu en substances humiques est faible, la performance d'abattement de la MON est généralement relativement faible. Ainsi, Najm et al.(1998) rapportent que la coagulation (*enhanced*) d'une eau dont 46% du COT était composée de substances humiques n'a résulté qu'en un abattement de 28%. Cette valeur est faible considérant que la coagulation peut, dans des conditions favorables, réduire la concentration de COT jusqu'à 85% de sa valeur initiale dans le cas de l'alun (Hendricks, 2006). Dans le même ordre d'idées, les résultats de Tubic et al.(2013) montrent que les fractions de faible poids moléculaire et hydrophiles ne sont que très peu éliminées par coagulation. L'eau brute utilisée par ces auteurs comportait 82% de substances humiques (acides humiques + acides fulviques) et 18% d'hydrophiles (acides + non acides). La coagulation de cette eau en utilisant du chlorure ferrique a modifié sensiblement l'abondance relative de chaque fraction, puisque l'eau coagulée présentait 61% de substances humiques et de 39% d'hydrophiles. Ils ont également montré que la totalité des acides humiques, de poids moléculaire plus gros, ont pu être éliminés par coagulation. Par contre, une fraction relativement importante des acides fulviques était toujours présente dans l'eau coagulée. Cela est dû au fait qu'une partie de ceux-ci présentent un poids moléculaire inférieur à 1000 Da, ce qui les rend difficilement coagulables (Chow et al., 2009; Matilainen, 2007). L'ensemble de ces travaux met donc en évidence les limites de la coagulation et justifient du même coup l'utilisation de procédés de traitement avancés tels que l'ozonation, le CAP, les résines échangeuses d'ions et la nanofiltration pour augmenter le taux d'enlèvement du COT (et la réduction des SPD) lorsque la coagulation seule ne suffit pas.

2.4.1.5 Synthèse des études comparatives de la littérature entre l'alun et les sels de fer pour l'enlèvement de la MON

Bon nombre d'études tendent à montrer que l'utilisation de sels de fer tels que le sulfate ferrique et le chlorure ferrique peut mener à un meilleur enlèvement de COT que celui offert par l'alun. De nombreuses études comparatives entre l'alun et les sels de fer (ainsi que d'autres coagulants alternatifs) ont été réalisées simplement déterminant une dose optimale indépendamment pour chaque coagulant et en comparant les résultats obtenus (Crozes et al., 1995; Lovins III et al., 2003) Lovins III et al. ont observé que si le sulfate ferrique est davantage efficace pour l'enlèvement du COD, l'alun permet un meilleure enlèvement de la couleur. Néanmoins, d'autres auteurs ont observé que le sulfate ferrique peut offrir de meilleures performances d'enlèvement du COT lorsque des eaux riches en MON sont traitées et lorsque des doses relativement élevées sont requises, alors que l'alun serait davantage sélectif (Jarvis et al., 2006; Kastl et al., 2004). Les mécanismes qui expliquent cette différence de performance n'ont pas tous été identifiés. Matilainen (2007) souligne que la densité massique de charge du sulfate ferrique, qui est environ deux fois plus élevée que celle de l'alun, permet un meilleur enlèvement, par précipitation, des molécules à poids intermédiaire (1000-4000 Da), qui sont essentiellement composées d'acides fulviques. Cela peut permettre du même coup une réduction de la concentration de SPD à l'eau traitée, puisque la réactivité des acides fulviques en présence de chlore, présentée précédemment, est relativement élevée. Cet auteur mentionne également que les flocs formés lors de la coagulation au sulfate ferrique sont plus gros et plus nombreux, ce qui augmente la probabilité de collisions et favorise un meilleur enlèvement. Le principal inconvénient de l'approche de comparaison utilisée par les auteurs précédemment mentionnés est que les éventuelles différences d'abattement du COD observées entre les coagulants comparés sont difficiles à interpréter. Il est en effet difficile, par cette approche, de déterminer si la performance accrue d'un coagulant vient du fait qu'il ait été dosé en plus grande quantité ou de son mode d'action sur la MON. Toutefois, un nombre beaucoup plus restreint d'études ont été réalisées en comparant les coagulants sur une base équimolaire afin d'éliminer l'effet de concentration molaire (Fabris et al., 2012). Ces auteurs, qui ont comparé l'alun et les sels de fer sur deux eaux brutes, ont conclu que les sels d'aluminium et de fer, lorsque comparés en concentrations équimolaires, offrent des résultats d'abattement du COD similaires. Toujours selon l'approche des doses équimolaires, les résultats d'Edwards (1997), qui a modélisé le comportement des sels d'aluminium et de fer, suggèrent que

l'utilisation de faibles doses de coagulant (<0.5 mM) entraîne une meilleure performance d'enlèvement de la MON pour l'alun que pour les sels de fer, alors que la tendance s'inverse progressivement en cas d'augmentation des doses appliquées. Ces tendances peuvent être expliquées par le fait que l'auteur a déterminé qu'une plus faible part du COT est réfractaire aux sels de fer qu'aux sels d'aluminium, et par le fait que le modèle qu'il propose octroie une « constante de sorption » plus élevée pour l'alun. Ainsi, à un pH de coagulation donné, si la concentration de MON réfractaire aux sels d'aluminium et de fer est similaire, l'alun devrait offrir une meilleure performance d'enlèvement qu'une dose équimolaire de coagulant ferrique. Par contre, plus la concentration de MON réfractaire à l'alun augmente, plus les coagulants ferriques tendent à surclasser les sels d'aluminium, puisque ce paramètre prend davantage d'importance que la « constante de sorption ». En somme, comme le dosage de coagulant est le plus souvent de la concentration de COT, il ressort de cette analyse que la performance relative des sels d'aluminium et de fer demeure fortement dépendante à la qualité de l'eau à traiter, et que les essais de traitement en laboratoire demeurent incontournables dans le processus de choix d'un coagulant.

2.4.1.6 Présentation du procédé ACTIFLO®

Le procédé ACTIFLO® (Figure 2-5), développé par l'entreprise John Meunier Inc., est un procédé intégré de coagulation, floculation et décantation lestée utilisé dans de nombreuses usines de traitement au Québec. Dans le cadre de ce projet, tous les essais de coagulation ont été effectués en simulant ce procédé en laboratoire. Ce procédé est conçu pour fournir des vitesses de décantation de 40 à 200 m/h. Ce procédé est composé de 5 principales étapes.

1- Injection du coagulant (de l'acide ou de la chaux peuvent également être ajoutés à ce stade);

2- Cuve d'injection : Un polymère et du microsable sont ajoutés à l'eau afin d'alourdir et de solidifier les flocs formés lors de l'étape de coagulation;

3- Cuve de maturation : Cette cuve est munie d'un agitateur fonctionnant à relativement basse vitesse afin de favoriser la formation de flocs plus gros et plus lourds;

4- Bassin de décantation : Le procédé ACTIFLO® utilise la décantation lamellaire à contre-courant;

5- Recirculation : La boue, composée des flocs d'alun ou de sels de fer décantés, est pompée vers un hydrocyclone pour être séparée du microsable, qui est réinjecté dans la cuve d'injection.

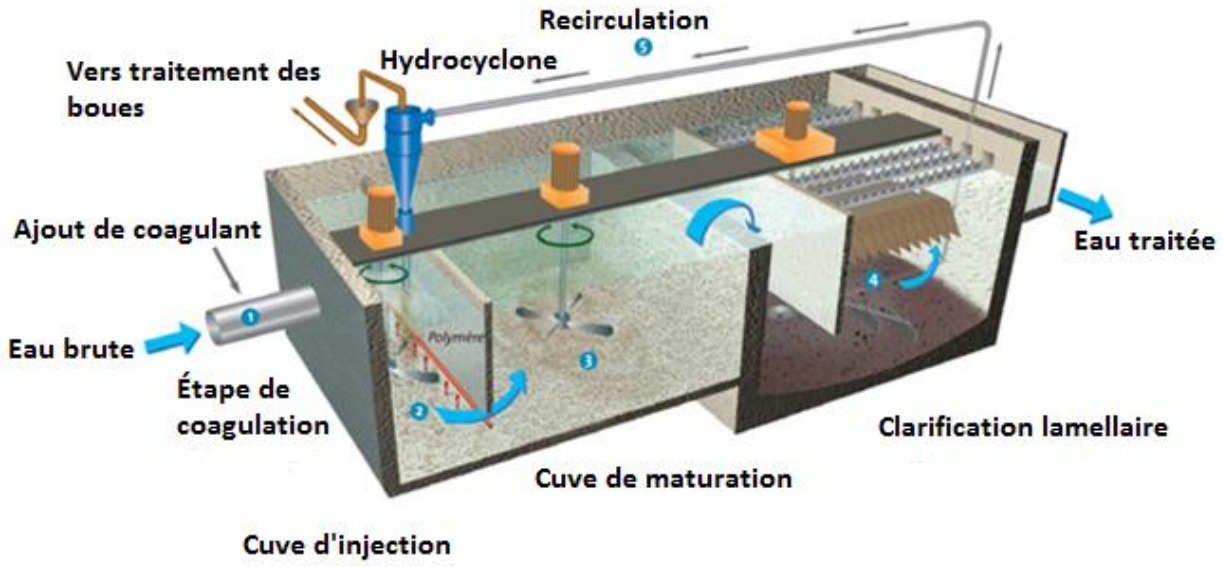


Figure 2-5 : Le procédé ACTIFLO® (Source : John Meunier, Inc.)

2.4.2 Inter-ozonation

2.4.2.1 Chimie de l'ozone et mécanismes de réaction avec la MON

L'ozone peut agir selon deux principaux modes d'action, soit de façon directe (action moléculaire) et de façon indirecte (action radicalaire). La MON peut être attaquée par l'ozone suivant l'un et l'autre de ces modes d'action.

Action moléculaire

L'action moléculaire peut s'effectuer selon deux mécanismes principaux. L'attaque des liaisons insaturées se fait par cycloaddition, ce qui mène à la formation de composés carbonylés. Par ailleurs, l'attaque des sites à plus forte densité électronique, tels que les aromatiques, se fait par substitution électrophile (Figure 2-6). Cette réaction mène à la formation de composés aliphatiques dont la réactivité aux oxydants (chlore, ozone, etc.) est substantiellement plus faible.

Les acides humiques et fulviques, qui possèdent à la fois des liaisons insaturées et des noyaux aromatiques, peuvent donc être attaqués par action moléculaire.

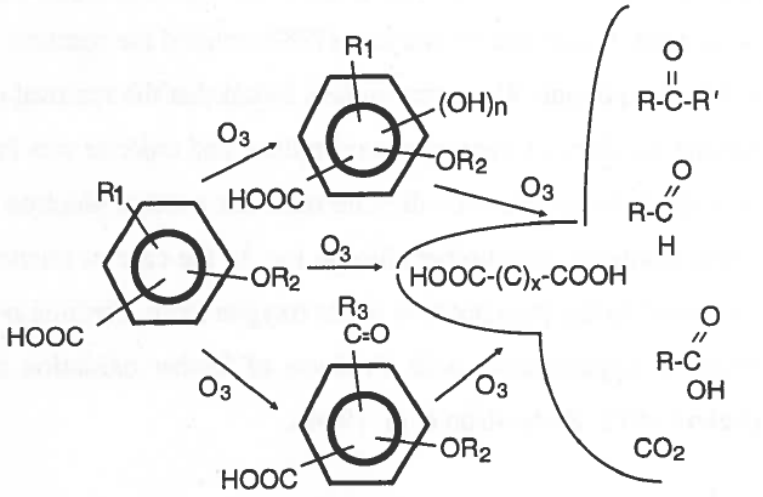


Figure 2-6 : Mécanismes de l'action moléculaire de l'ozone (Source : Doré et al. (1988))

Action radicalaire

L'ozone, au contact de l'eau, se décompose en radicaux libres (espèces dont possédant un ou plusieurs électrons non appariés), dont le plus important est le radical hydroxyle (OH●). Les radicaux hydroxyles peuvent oxyder la MON. Cette décomposition est entre autres favorisée par la présence d'ions hydroxydes, ce qui signifie qu'une augmentation du pH cause une augmentation du taux de décomposition. La présence des radicaux libres est influencée par l'alcalinité de l'eau. En effet, les carbonates (CO32-) et les bicarbonates (HCO_3-) agissent comme des pièges à radicaux, c'est-à-dire qu'ils consomment les radicaux libres, et notamment les radicaux hydroxyles (OH●). Les pièges à radicaux sont donc en compétition avec la MON, pour la consommation des radicaux hydroxyles. L'action radicalaire est par ailleurs plus rapide que l'action moléculaire. Néanmoins, selon Doré (1989), les conditions d'inter-ozonation typiques utilisées en usine favorisent principalement l'action moléculaire, car le pH d'ozonation est généralement inférieur à 7 (notamment pour réduire le taux de formation de bromates).

Effets de l'ozone sur la MON et sur les paramètres de qualité de l'eau

Les substances humiques sont des composés aromatiques complexes. Croué (1987) a montré que la réaction moléculaire de l'ozone est très rapide dans la première phase de la réaction, puisque 70% des substances humiques peuvent être oxydées au cours de la première minute. Ce même

auteur a également établi que la demande en ozone imputable aux substances humiques varie en fonction de leur nature et qu'elle est typiquement de l'ordre de 0,2-0,4 mg O_3/mg C. Les principaux effets de l'ozonation sur les substances humiques sont notamment perceptibles à travers une diminution de la couleur de l'eau ozonée, une diminution importante de l'UVA_{254} ainsi qu'une faible diminution du COT (< 10%) (Doré, 1989). Cette faible diminution s'explique par le fait que les composés polycarbonylés saturés ne sont oxydés que très lentement, ce qui rend impossible un abattement élevé dans des conditions normales d'ozonation et même dans le cas de doses élevées. De plus, la réactivité de la MON ozonée en présence de chlore s'en trouve réduite puisque la plupart des sites aromatiques ont été éliminés (Doré, 1989), ce qui permet du même coup de réduire la quantité de SPD formés lors de la chloration.

2.4.2.2 Facteurs influençant l'ozonation

Influence de la qualité de l'eau

La qualité de l'eau, ou en d'autres mots la composition de la MON présente dans l'eau peut fortement affecter la performance de l'ozonation. Pour que ce procédé soit efficace, il faut que la teneur en sites à forte densité électronique soit suffisamment élevée, car le carbone aliphatique n'est que peu éliminé en conditions normales d'ozonation (<10%). De plus, la réactivité en présence d'ozone peut varier significativement au sein même des acides fulviques, ce qui fait que la nature de ceux-ci influence grandement la quantité d'ozone consommée par le procédé.

Influence de la température

La température a un effet important sur la cinétique de réaction entre l'ozone et les composés organiques. Ainsi, une température estivale (22°C) engendre une décroissance beaucoup plus rapide de l'ozone qu'une température hivernale (1°C).

Influence du pH

Tel que mentionné précédemment, le pH a une influence sur le mode d'action de l'ozone. À pH élevé (pH=8), l'action radicalaire est favorisée, ce qui signifie que la concentration d'ozone dans le réacteur décroit beaucoup plus rapidement. À pH plus acide (pH=6), c'est plutôt l'action moléculaire qui prédomine, ce qui permet d'avoir une concentration résiduelle d'ozone sur une plus longue période de temps.

Influence de l'alcalinité

Tel que mentionné précédemment, l'alcalinité a une influence sur le taux de décroissance de l'ozone. En effet, les bicarbonates agissent comme piège à radicaux, c'est-à-dire qu'ils consomment les radicaux hydroxyles, réduisant du coup la disponibilité des radicaux pour la réaction avec la MON. Toutefois, comme la chaîne radicalaire est inhibée par les pièges à radicaux, l'action moléculaire de l'ozone sera favorisée dans le cas d'une eau ayant une alcalinité relativement élevée (Doré, 1989). Ainsi, selon cet auteur, la décroissance de l'ozone en présence de bicarbonates est plus lente, ce qui peut mener à des abattements d'UVA_{254} légèrement plus élevés. *Par ailleurs,* une eau à pH élevée et contenant peu ou pas de pièges à radicaux sera le siège d'une combinaison de l'action moléculaire et de l'action radicalaire, ce qui mène à une consommation d'ozone accrue.

2.4.2.3 Synthèse des résultats de la littérature de réduction des SPD par l'inter-ozonation

Un nombre relativement restreint d'études de laboratoire sur l'inter-ozonation a été réalisé par rapport à la pré-ozonation. Néanmoins, les différentes études sur l'inter-ozonation pointent vers la même conclusion, à savoir que l'ozonation de l'eau coagulée et décantée permet une réduction significative de l'UVA_{254}, des THM et des AHA par rapport à ceux générés dans une eau simplement coagulée et décantée (Miltner et al., 1996; Singer et al., 2003; Speitel Jr., 1999). Speitel Jr (1999). a montré, en outre, que l'ozonation d'une eau coagulée et décantée peut réduire l'UVA_{254} de 80% par rapport à l'eau simplement coagulée et décantée. Cette même étude montre aussi que l'inter-ozonation permet une baisse importante du SUVA (66% par rapport à l'eau simplement coagulée et décantée), mais n'occasionne aucune baisse de demande en chlore, ce qui signifie que la MON ozonée, bien que présentant moins de structures aromatiques, conserve un certain potentiel de réactivité au chlore. Miltner et al.(1996) ont obtenu des résultats similaires à ceux de la précédente étude en termes de réduction de l'UVA_{254} (66%) et du SUVA (60%). Ils ont par ailleurs montré que la formation des THMT et des AHA6 issus d'une chloration faite selon la méthode UFC peuvent être réduits de 42% et 34% respectivement par l'inter-ozonation (par rapport à l'eau simplement coagulée et décantée). Singer et al.(2003) ont étudié la performance de réduction des THM et des AHA de l'inter-ozonation sur 9 sources d'eau de surface différentes en utilisant une dose d'ozone de 1 mg O_3/mg C. La complémentarité de l'ozonation et de la coagulation a ainsi pu être montrée pour 7 des 9 eaux étudiées. En effet, pour

ces eaux, l'ozonation des eaux coagulées a résulté en une réduction statistiquement significative des THM et des AHA, ce qui signifie que l'ozone a pu efficacement détruire les sites à forte densité électronique n'ayant pas été éliminés par coagulation. Par contre, une hausse significative de la production de THM a été observée après inter-ozonation de l'une des eaux, alors qu'une hausse de la production des AHA a été observée pour une autre des eaux. Ces résultats suggèrent donc que la qualité de l'eau produite par le procédé d'inter-ozonation demeure spécifique au site, c'est-à-dire qu'ils dépendent des caractéristiques de la source d'eau à traiter. Cette même étude montre également que les concentrations de THM et de AHA sont toujours très élevées (par rapport à leur valeur seuil respective, soit 80 et 60 µg/L) dans le cas des eaux riches en COT (> 10 mg/L), puisque deux des trois sources appartenant à cette catégorie ont mené à un dépassement des valeurs seuil relatives aux THM et aux AHA, alors que la troisième a uniquement été associée à un dépassement de la valeur seuil relative aux THM. Néanmoins, il convient de mentionner que ces essais ont été réalisés sans filtration biologique. Ce procédé étant en mesure de biodégrader une partie de la MON oxydée par l'ozone, il est fort probable que les réductions de THM et de AHA eussent été plus importantes avec l'étape de filtration biologique. En effet, Speitel Jr. et al. (1993) ont montré que la filtration biologique peut doubler le pourcentage de réduction des THM et des AHA obtenu avec l'ozonation seule. Le cas du présent projet est similaire en ce sens que les essais d'ozonation ont été réalisés sans filtration biologique subséquente vu la complexité inhérente à la simulation d'un filtre biologique à l'échelle laboratoire.

2.4.3 Adsorption sur charbon actif en poudre

2.4.3.1 Mécanismes d'adsorption de la MON

Le charbon activé peut être fabriqué à partir de nombreuses sources minérales telles que la houille ou végétales telles que le bois. Les pores du charbon activé sont répartis en trois catégories : les micropores, dont la largeur est inférieure à 2 nm, et les mésopores et les macropores, dont la largeur est supérieure à 2 nm. Les macropores et les mésopores permettent le transport des composés à adsorber vers les micropores, qui sont le siège de la plus grande partie de l'adsorption. Il existe deux principaux types d'adsorption, soit l'adsorption chimique, qui est spécifique au site d'adsorption et qui implique un transfert d'électrons de l'adsorbat vers l'adsorbant, et l'adsorption physique, non spécifique et qui n'implique qu'un partage des

électrons. En traitement des eaux, c'est principalement l'adsorption physique qui se produit pour l'enlèvement de la MON. Le processus d'adsorption est précédé d'une phase de diffusion de l'adsorbat. Le modèle actuellement utilisé pour représenter ce phénomène est illustré à la Figure 2-7. On considère tout d'abord que chaque particule de charbon actif est recouverte d'une mince couche d'eau, appelée couche limite, à l'intérieur de laquelle il y a un gradient de concentration de l'adsorbat, qui constitue la force motrice de la progression des molécules d'adsorbat à travers la couche. Lorsque les molécules d'adsorbat atteignent la particule d'adsorbant, il y a diffusion interne à travers les pores du charbon jusqu'au site d'adsorption. Il est établi que la réaction d'adsorption est beaucoup plus rapide que les deux étapes de diffusion, ce qui fait que ces dernières, qui se produisent en série, sont les facteurs limitants de la vitesse globale de réaction (Chowdhury, 2013). Comme le mélange a un effet direct sur la diffusion externe, une énergie de mélange insuffisante peut contribuer à réduire le taux de réaction global et ainsi diminuer le pourcentage d'enlèvement de la MON pour un temps de contact donné.

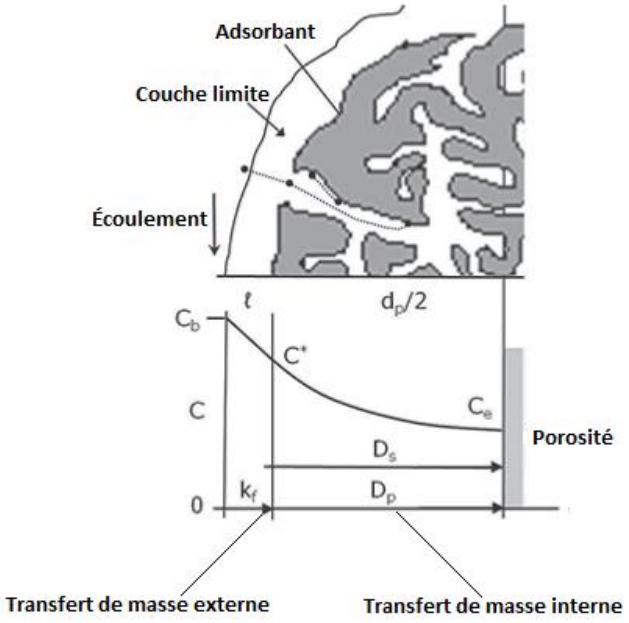


Figure 2-7 : Représentation schématique des phénomènes de transport à la surface d'une particule de charbon actif (Source : Chowdhury et al.(2013))

2.4.3.2 Facteurs influençant l'adsorption

Plusieurs facteurs influencent la concentration de MON à l'équilibre dans la phase liquide et/ou la cinétique d'adsorption de la MON, soit la dose de CAP, la taille des particules de CAP, la

concentration initiale de MON dans la phase liquide, et l'énergie de mélange fournie à la surface des particules de CAP.

Influence de la dose de CAP

La dose de CAP affecte à la fois la concentration à l'équilibre et la cinétique d'adsorption (Chowdhury et al., 2013). En effet, la concentration à l'équilibre tend à diminuer lorsque la dose de CAP augmente. De même, le temps requis pour l'atteinte de la concentration à l'équilibre tend également à diminuer lorsque la dose de CAP augmente.

Influence de la taille des particules

La taille des particules influence la cinétique d'adsorption. Si l'on considère une masse quelconque d'un charbon relativement fin et une même masse d'un charbon plus grossier, l'équilibre sera atteint plus rapidement par le charbon plus fin. En effet, une taille de particules plus faible permet de réduire l'importance de la diffusion interne en écourtant la distance entre la surface de la particule et les micropores.

Influence de l'énergie de mélange et de la concentration initiale d'adsorbat

L'énergie de mélange et la concentration initiale d'adsorbat influencent également la cinétique d'adsorption. En effet, selon le principe de la diffusion, plus la concentration initiale d'adsorbat est élevée, plus le flux d'adsorbat augmente, ce qui permet à l'adsorbat d'atteindre les sites d'adsorption plus rapidement. Par ailleurs, tel que mentionné précédemment, l'énergie de mélange affecte la diffusion externe. Comme les diffusions externe et interne et l'adsorption se produisent en série, c'est l'étape la plus lente qui détermine la cinétique globale. Ainsi, une énergie de mélange insuffisante peut ralentir la cinétique si la vitesse de diffusion externe devient l'étape limitante du processus.

Influence du pH

Szlachta et Adamski (2009) mentionnent que le pH de la solution affectent la performance d'enlèvement de la MON de l'adsorption sont. Le pH joue un rôle central en adsorption car l'ionisation des molécules organiques en dépend. Ainsi, si le pH est supérieur à la constante de dissociation d'une molécule organique donnée, celle-ci sera sous forme dissociée, ce qui réduira son taux d'adsorption. De plus, le pH influence la charge surfacique du CAP. Lorsque la valeur du pH est inférieure au point isoélectrique du charbon, qui est spécifique à chaque type de

charbon, la charge surfacique est positive, ce qui permet un meilleur taux d'enlèvement des molécules organiques.

2.4.3.3 Synthèse des résultats de la littérature pour l'enlèvement de la MON et la réduction des SPD par l'adsorption et la coagulation

La MON dissoute est composée à environ 90% de composés adsorbables jusqu'à un certain point (Chowdhury et al., 2013). Najm et al. (1998) et Krasner et Sclimenti (2001) ont étudié l'adsorption de la MON sur CAP sur une même eau (Rivière Colorado), et leurs conclusions semblent cohérentes concernant le type de particules adsorbées. Ainsi, selon ces auteurs, la fraction de la MON préférentiellement adsorbée est celle ayant un faible poids moléculaire. Najm et al.(1998) et Uyak et al.(2007) soutiennent que cette fraction est adsorbée dans les premières 30 minutes de temps de contact, alors que les résultats de Krasner et Sclimenti (2001) montrent que pour de faibles doses de CAP, c'est cette même fraction qui semble préférentiellement adsorbée. De même, l'enlèvement de la MON de poids moléculaire et d'UVA_{254} plus élevés augmente lorsqu'on augmente le temps de contact (Najm et al., 1998) et la dose de CAP (Krasner & Sclimenti, 2001). Ce phénomène peut être expliqué par le fait que les molécules de faible poids moléculaires peuvent circuler plus aisément que les molécules plus grosses à travers les mésopores et les macropores, et que les molécules les plus grosses ne peuvent pas être adsorbées sur la surface interne des particules de CAP. Par ailleurs, les molécules hydrophiles, généralement polaires et n'absorbant que très peu les UV à 254 nm, ne sont que partiellement adsorbées du fait de leur plus grande stabilité dans l'eau, et ce quelle que soit leur taille. Les molécules hydrophobes, au contraire, sont davantage enlevées que les hydrophiles. Il ressort donc de cette analyse qu'une complémentarité existe entre le procédé de coagulation et l'adsorption sur CAP. Plusieurs auteurs ont encore confirmé la complémentarité de la coagulation et de l'adsorption sur CAP en analysant les SPD générés suite à une chloration des eaux traitées. Ainsi, Kristiana et al.(2011) ont noté qu'un dosage de 150 mg/L de CAP couplé à une coagulation de type *enhanced* a permis de réduire le COD de 73% par rapport à sa concentration à l'eau coagulée les THM et les AHA de 80% et 85% respectivement par rapport à leur concentration à l'eau coagulée. Najm et al.(1998) ont également noté des réductions importantes de THM et AHA en couplant l'adsorption au CAP et la coagulation de type *enhanced.* L'eau sur laquelle ils ont effectué leurs tests était également pauvre en COD (donc difficilement coagulable), l'eau

brute présentant une concentration de 2,8 mg/L. Néanmoins, le dosage de CAP a permis d'améliorer significativement l'enlèvement du COD, le faisant passer de 45% (eau coagulée) à 64% avec une dose de CAP de 40 mg/L. Ces résultats tendent donc à montrer que les molécules de plus faible poids moléculaire, préférentiellement enlevés par adsorption, constituent une importante famille de précurseurs de SPD. Finalement, aucune des études précédemment mentionnées n'a été menée en utilisant une procédure impliquant la recirculation du CAP. La présente étude permettra donc de positionner les résultats issus d'une recirculation du CAP par rapport à ceux issus des méthodes d'essais classiques évoquées plus haut.

2.4.3.4 Présentation du procédé ACTIFLO®Carb

Le procédé ACTIFLO® Carb (Figure 2-8), développé par l'entreprise John Meunier Inc., est un procédé qui reprend exactement les mêmes étapes que celles du procédé ACTIFLO®, mais en ajoutant une étape d'adsorption sur CAP en amont de la coagulation. Dans le cadre de ce projet, tous les essais d'adsorption sur CAP ont été effectués en simulant ce procédé en laboratoire. Ce procédé est conçu pour fournir des vitesses de décantation supérieures à 30 m/h. Ce procédé est composé de 5 principales étapes.

1- Cuve de contact avec CAP;
2- Cuve de coagulation;
3- Cuve floculation;
4- Bassin de décantation;
5- Recirculation : La boue, composée des flocs décantés, est pompée vers un hydrocyclone pour être séparée du CAP, qui est réinjecté dans la cuve de contact.

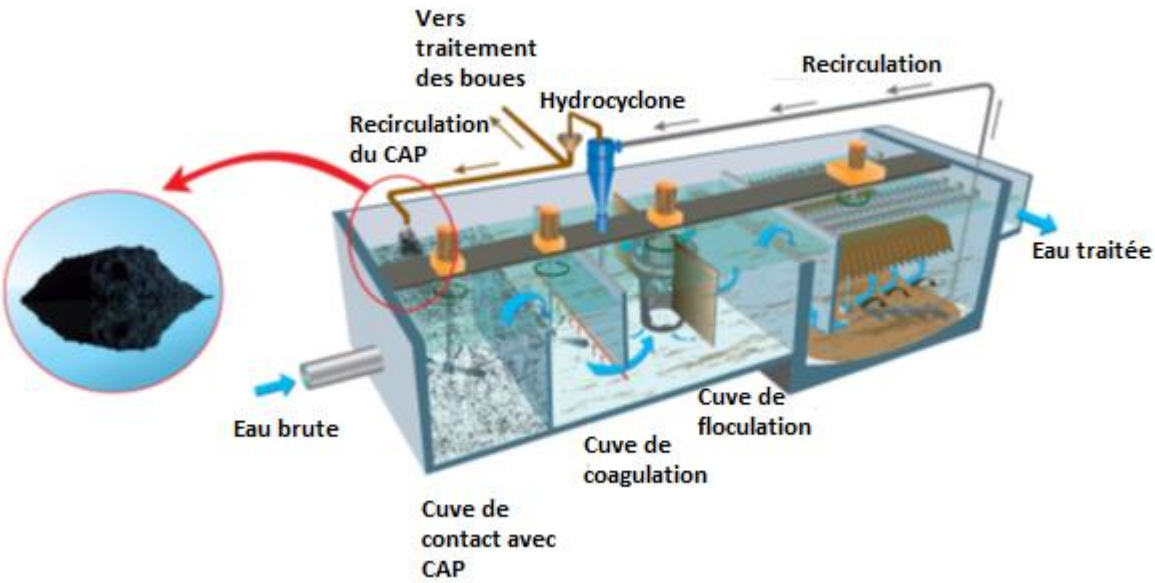


Figure 2-8 : Le procédé ACTIFLO® Carb (Source : John Meunier, Inc.)

2.4.4 Échange d'ions

2.4.4.1 Principe de fonctionnement de la résine MIEX®

La résine échangeuse d'ions MIEX® est une résine anionique fortement basique qui réagit au cycle de l'ion chlorure. Elle est composée de radicaux ammoniums quaternaires simples. L'équation (2-14 illustre le fonctionnement de l'échange d'ions en considérant une eau contenant des ions sulfates.

$$2(R-NR_3Cl)+SO_4^{2-} \leftrightarrow (R-NR_3)_2SO_4+2Cl^- \tag{2-14}$$

Il y a ainsi libération d'ions chlorures. Par ailleurs, lorsque la résine devient saturée, sa capacité d'échange doit être régénérée. Pour ce faire, une solution de chlorure de sodium (NaCl) concentrée à 10% massique peut être utilisée. L'équation (2-15 montre la réaction de régénération en considérant une résine dont les sites d'échange sont saturés en sulfates.

$$(R-NR_3)_2SO_4+2NaCl \rightarrow 2(R-NR_3Cl)+Na_2SO_4 \tag{2-15}$$

2.4.4.2 Facteurs influençant l'enlèvement de la MON par échange d'ions

Influence des ions

La résine MIEX®, produite par Orica Watercare, est spécialement conçue pour l'enlèvement de la MON. Elle présente donc une haute sélectivité pour la MON, notamment pour les acides humiques et fulviques. Néanmoins, comme les eaux de surface contiennent toujours une grande variété d'ions, une partie de ceux-ci entre inévitablement en compétition avec la MON pour les sites d'échange disponibles. Les ions suivants, selon le fabricant, sont susceptibles d'entrer en compétition avec la MON et sont classés par ordre décroissant d'affinité avec la résine MIEX®.

- Chromate
- Phosphate
- Perchlorate
- Sulfate
- Carbonate
- Bromure
- Iodure
- Arséniate
- Nitrate
- Chlorate
- Hydroxyde
- Bromate
- Nitrite
- Chlorure
- Bicarbonate
- Fluorure

En général, les résines ont une plus grande affinité pour les ions dont la valence est la plus élevée et, dans le cas d'ions présentant la même valence, pour ceux ayant le plus faible rayon atomique et le numéro atomique le plus élevé. Cette liste montre entre autres que la résine MIEX® est relativement sélective par rapport aux ions sulfate. Cela explique pourquoi l'étape de traitement à la résine a été placée en amont et non en aval de la coagulation dans le cadre de ce projet. En

effet, l'alun, lors de son hydrolyse, libère des ions sulfate, ce qui pourrait réduire le taux d'enlèvement de la MON si l'étape de traitement à la résine était placée en aval de la coagulation.

Influence du pH

De façon analogue à l'adsorption, le pH peut affecter le processus d'échange d'ions de par son effet sur le degré d'ionisation de la MON. Les acides humiques, étant des acides faibles comportant beaucoup de fonctions acides carboxyliques, ne sont partiellement ionisés lorsque le pH est inférieur à 7. Un pH trop faible peut donc avoir un effet négatif sur le taux d'enlèvement de la MON. Par contre, dans le cas de la résine MIEX®, l'ionisation des sites d'échange sur les billes de résine n'est pas influencée par le pH selon le fabricant.

2.4.4.3 Synthèse des résultats de la littérature pour l'enlèvement de la MON et la réduction des SPD par le couplage MIEX®-coagulation

La performance d'enlèvement de la MON par le couplage MIEX®-coagulation a été étudiée de façon extensive à l'échelle laboratoire (Boyer & Singer, 2005; Fearing et al., 2004; Humbert et al., 2005; Molczan & Szlachta, 2011; Singer & Bilyk, 2002). Molczan et Szlachta (2011) ont observé des réductions de THM et de AHA de 60 à 80% par rapport à l'eau brute en couplant les procédés MIEX® et de coagulation. Boyer et Singer (2005) ont quant à eux observé des réductions de THM de 26-69% et des réductions de AHA de 47-69% après un traitement à la résine MIEX® sans coagulation, et aucune réduction additionnelle après l'ajout d'une étape de coagulation. Ces résultats, qui ne semblent pas en accord avec la théorie voulant que l'échange d'ions et la coagulation soient complémentaires en termes de fractions de la MON préférentiellement enlevées, peuvent en partie être expliqués par les faibles doses de coagulant ajoutées (4-20 mg/L). Ces auteurs ont également observé que le traitement au MIEX® permet de meilleurs enlèvements de COT pour des eaux dont le SUVA est relativement élevé et dont la force ionique est faible. Humbert et al. (2005) et Fearing et al. (2004) ont par ailleurs montré que la résine MIEX® permet un enlèvement plus important des fractions hydrophiles de la MON par rapport à la coagulation, tout en permettant également un enlèvement significatif des fractions hydrophobes. Fearing et al. (2004) ont également observé une réduction de plus de 50% du potentiel de formation de THM par rapport à la coagulation seule, et que l'effet de la variation de la qualité de l'eau brute sur la performance du procédé était limité. Néanmoins, les variations de la qualité de l'eau brute considérées dans cette étude ne semblent pas démesurément élevées, les

concentrations de COD variant de 8 à 11 mg/L environ sans que les proportions des différentes fractions de la MON ne changent significativement. Le présent projet permettra d'apporter une réponse supplémentaire à la question de l'impact de la qualité de l'eau, puisque des variations plus importantes de qualité en termes de COD ont été considérées. Singer et Bylik (2002) ont par ailleurs effectué des simulations à l'échelle laboratoire des procédés MIEX® et de coagulation couplés sur 9 sources d'eau brutes distinctes. Ils rapportent que la résine MIEX® permet d'enlever à la fois les molécules de MON hydrophobes et hydrophiles, sans toutefois pouvoir déterminer laquelle de ces deux fractions est préférentiellement enlevée. Le fait que ces auteurs aient observé que les enlèvements de MON étaient supérieurs pour des valeurs de SUVA d'eau brute plus élevées suggère que les molécules hydrophobes sont préférentiellement enlevées, mais aucune certitude n'a pu être établie dans le cadre de cette étude. Néanmoins, la capacité de la résine MIEX® à attirer certains ions hydrophiles confirme qu'une certaine complémentarité existe entre la coagulation et l'échange d'ions. Cela se traduit par des enlèvements de COD assez élevés (46-87%), mais qui semblent tout de même fortement affectés par la qualité de l'eau brute. Les pourcentages d'enlèvement des THM et des AHA étaient par ailleurs similaires à ceux du COD dans la plupart des cas. La principale critique qui puisse être adressée à cette étude est que les enlèvements élevés semblent être dus à l'utilisation de doses de résine très élevées et peu susceptibles d'être utilisées en pratique. Les auteurs ont en effet utilisé, pour plusieurs sources d'eau, des doses de résine de 6-8 mL/L, alors que selon Orica Watercare, ces doses sont supérieures à celles qu'elle utilise pour traiter les eaux les plus fortement chargées en MON. Finalement, Haningan et al. (2013) et Humbert et al. (2008). ont comparé l'enlèvement de la MON par la résine MIEX® et le CAP. Alors que les premiers soulignent que la résine MIEX® permet un meilleur enlèvement des fractions hydrophiles de la MON et un enlèvement équivalent des fractions hydrophobes, les seconds n'ont pas observé de différence significative en matière de COD. Ces différences apparentes d'interprétation peuvent en partie s'expliquer par le fait que les eaux brutes considérées pour chaque étude étaient sensiblement différentes, la première présentant une concentration de COD de 3 mg/L contre environ 6 mg COD/L pour la seconde. De plus, les doses de CAP et de résine utilisées dans les deux études étaient sensiblement différentes. Ces différences rappellent donc que les résultats de toute étude concernant l'adsorption ou l'échange d'ions sont tributaires des doses considérées, et que ce paramètre doit être considéré dans l'analyse et la comparaison des résultats. Finalement, aucune des études précédemment

mentionnées n'a été menée en utilisant la procédure dite multi-bed, qui est la procédure officielle proposée par Orica Watercare pour la simulation du procédé en laboratoire. La présente étude permettra donc de positionner les résultats issus de cette procédure par rapport à ceux issus des méthodes d'essais classiques évoquées plus haut.

2.4.4.4 Présentation du procédé MIEX®

Le procédé MIEX®, développé par Orica Watercare (Figure 2-9), consiste en une cuve agitée (cuve de traitement) en continu dans laquelle l'eau s'écoule du bas vers le haut. L'eau traitée est par la suite envoyée vers les autres unités du procédé. Ce procédé est principalement destiné à être utilisé comme prétraitement pour la coagulation afin de réduire la dose de coagulant utilisée. Toutefois, il peut également être utilisé comme étape de traitement post-coagulation dans certaines conditions, notamment lorsque l'eau décantée contient peu ou pas de sulfates. La résine, concentrée à 200 mL de résine décantée/L d'eau à traiter, est maintenue dans la cuve de traitement à l'aide de deux rangées de tubes placées à angles opposés, mais également à l'aide de la composante magnétique des billes de résine qui permet l'agglomération des billes et donc la formation d'une suspension uniforme. Le procédé MIEX® permet la régénération en continu de la résine. Ainsi, une quantité prédéterminée de résine est périodiquement retirée de la cuve de traitement et dirigée vers une cuve de régénération. Celle-ci, contenant une solution de NaCl (10% massique), permet l'élimination des ions issus de la MON et le retour des ions chlorure sur les sites d'échange, rendant ces derniers à nouveau disponibles pour le traitement de l'eau dans la cuve d'agitation. La résine ainsi régénérée, appelée résine fraîche, est par la suite alimentée à la cuve principale. De la résine vierge, c'est-à-dire n'ayant jamais été utilisée auparavant, est également alimentée au procédé de façon périodique pour compenser les pertes liées à l'usure de la résine.

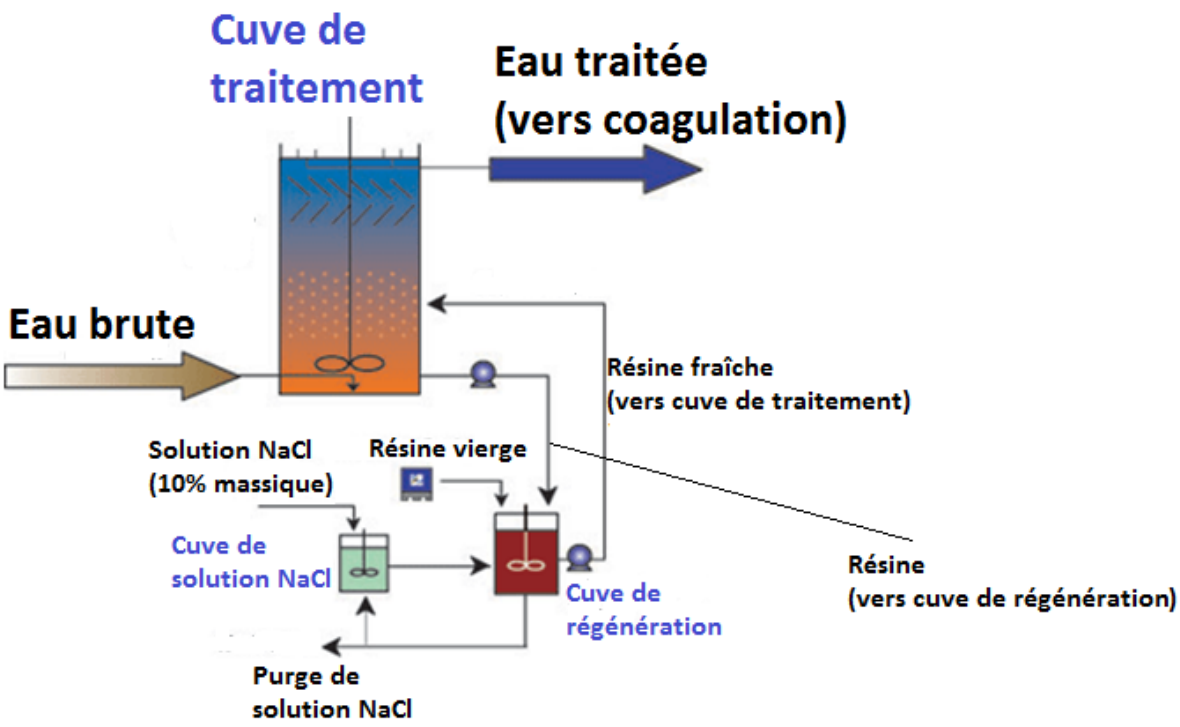


Figure 2-9 : Le procédé MIEX® (Source : Orica Watercare, Inc.)

2.4.5 Nanofiltration

2.4.5.1 Principes généraux de la nanofiltration

La nanofiltration est un procédé membranaire dont le domaine de séparation se situe entre l'ultrafiltration et l'osmose inverse et dont la porosité est comprise entre 1 et 10 nm. Son fonctionnement, comme celui de l'osmose inverse, est basé sur la pression osmotique. La Figure 2-10 illustre le phénomène.

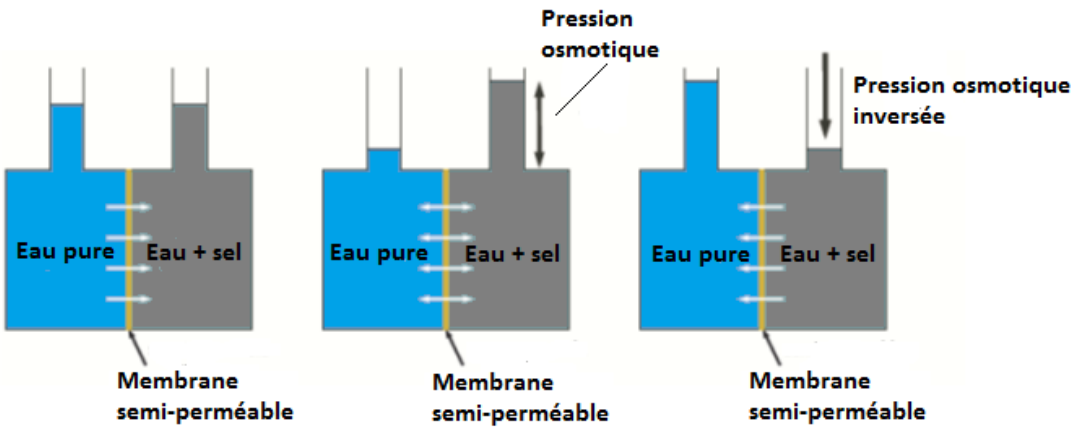


Figure 2-10 : Principe général de la nanofiltration et de l'osmose inverse (Source : Université de Delft)

La Figure 2-10 considère un contenant séparé en deux sections par une membrane semi-perméable. L'une des sections contient de l'eau pure, alors que l'autre contient un volume égal de solution saline. Il y aura naturellement un flux d'eau pure à travers la membrane vers la solution saline puisque les concentrations tendent à s'équilibrer naturellement. La différence de niveau résultant du transfert correspond à la pression osmotique. Si l'on applique une pression du côté de la solution saline, l'équilibre précédemment atteint sera modifié et il y aura écoulement d'eau (et non de sels) vers la section contenant l'eau pure. Ce principe est appelé osmose inverse. Néanmoins, les membranes de nanofiltration obéissent à ce même principe, la seule différence étant la nature des composés qui peuvent être arrêtés par la membrane. Les principaux composés qui ne sont pas retenus par une membrane de nanofiltration sont les sels dissous, qui peuvent être enlevés par osmose inverse. Ainsi, une membrane de nanofiltration est typiquement en mesure d'enlever la turbidité, les parasites, les virus, la couleur, les pesticides, la majeure partie des ions divalents et la majeure partie du COT.

2.4.5.2 Caractérisation des membranes de nanofiltration

Plusieurs paramètres sont utilisés pour caractériser une membrane, notamment son seuil de coupure moléculaire, son angle de contact, son point isoélectrique, le matériau utilisé pour sa fabrication et le flux d'eau pure qu'elle est en mesure de fournir.

Seuil de coupure moléculaire

Le seuil de coupure moléculaire représente le poids moléculaire de la plus petite molécule pouvant être arrêtée par la membrane. Ce poids moléculaire est exprimé en Daltons (Da), unité qui correspond à des g/mole. Les membranes de nanofiltration sont typiquement classées en deux types selon leur seuil de coupure moléculaire, soit les membranes dites étroites (seuil < 200 Da) et les membranes dites larges (seuil > 200 Da).

Angle de contact

L'angle de contact d'une membrane permet de déterminer son caractère hydrophile ou hydrophobe. On mesure l'angle de contact en déposant une goutte d'eau sur la surface de la membrane. L'angle correspond à l'angle mesuré entre la surface horizontale et la goutte. Plus l'angle est petit, plus la membrane est hydrophile, car la goutte d'eau tend à s'étendre sur la surface de la membrane.

Point isoélectrique

Le point isoélectrique correspond au pH auquel la membrane est globalement neutre. Un pH supérieur au point isoélectrique confèrera à la membrane une charge négative.

Morphologie de la membrane

Les membranes peuvent être isotropes (même taille de pores sur toutes les couches), anisotropes (tailles de pores différentes d'une couche à l'autre, mais un seul matériau) ou anisotropes et composites, c'est-à-dire composées de plus d'un matériau. Les membranes composites présentent l'avantage d'une demande énergétique plus faible aux membranes faites d'un seul matériau, de même qu'une plage de pH d'opération beaucoup plus large. Ces membranes sont par contre très peu résistantes aux oxydants (< 0.1 mg/L chlore libre) et davantage sujettes au biocolmatage.

2.4.5.3 Opération d'une membrane de nanofiltration

Les membranes peuvent être opérées de deux façons, soit en mode frontal ou en mode tangentiel. Le mode frontal, surtout utilisé en microfiltration et en ultrafiltration, consiste simplement à alimenter l'eau perpendiculairement à la membrane d'un côté et de récolter l'eau filtrée (perméat) de l'autre côté. Les membranes de nanofiltration et d'osmose inverse ne peuvent être opérées en mode frontal, car cela engendre une diminution trop rapide du flux de filtration. Cette diminution

du flux est causée par un phénomène appelé concentration-polarisation, qui se traduit par la formation d'un gâteau à la surface de la membrane qui entrave le passage de l'eau. Lorsque ce phénomène prend trop d'ampleur, une diminution de la réjection des composés à filtrés (i.e. MON) peut être observée puisque la force motrice de diffusion de part et d'autre de la membrane devient trop importante (Schäfer et al., 2004). On opère donc les membranes de nanofiltration et d'osmose inverse en mode tangentiel afin de minimiser l'ampleur du phénomène de concentration-polarisation. L'opération en mode tangentiel permet, lorsque la vitesse de passage est correctement ajustée (typiquement aux environs de 0.5 m/s), un équilibre entre les forces de cisaillement et le transport par convection et diffusion (Figure 2-11), ce qui résulte en une diminution de la concentration-polarisation.

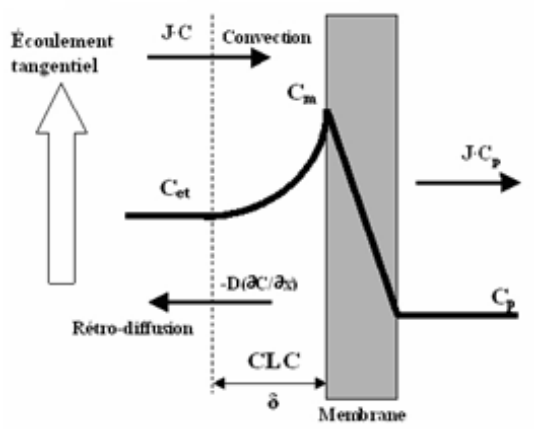


Figure 2-11 : Phénomènes de transport à la surface d'une membrane opérée en écoulement tangentiel (Source : Université de Delft)

2.4.5.4 Mécanismes de la nanofiltration

Le principal mécanisme d'enlèvement de la MON par nanofiltration est l'exclusion de taille, c'est-à-dire que les molécules dont le diamètre est supérieur à la taille des pores de la membrane ne la traverseront pas. Néanmoins, Kim et al.(2011) soutiennent que l'adsorption et les répulsions électrostatiques permettent également un certain enlèvement de MON. En effet, les membranes chargées négativement peuvent empêcher le passage de certains ions chargés négativement, ceux-ci étant repoussés par les groupements de surface de la membrane.

2.4.5.5 Synthèse des résultats de la littérature pour performance d'enlèvement de la MON et la réduction des SPD par nanofiltration

Les études sur la nanofiltration effectuées à l'échelle laboratoire pointent en général vers les mêmes conclusions à savoir des pourcentages d'enlèvement du COD élevés (> 80%) (de la Rubia et al., 2008; Gorenflo et al., 2002; Meylan et al., 2007; Orecki et al., 2004). De la Rubia et al. (2008) ont effectué des essais sur 9 sources d'eaux brutes différentes en utilisant la même filière de traitement que celle considérée dans le cadre de ce projet, soit la membrane NF270™ sans prétraitement. Les résultats d'enlèvement de COD obtenus sont généralement élevés (> 80%). Toutefois, les auteurs ont également évalué la réactivité des perméats obtenus en en fonction du potentiel de formation de THM (PFTHM). Or, celles-ci se sont avérées très variables (18-212 µg PFTHM/mg COD). Cela suggère donc qu'en dépit du faible seuil de coupure de la membrane, la qualité de l'eau obtenue dépend fortement de la qualité de l'eau brute. Cela tend également à confirmer que les molécules de très petite taille ont un potentiel de réactivité significatif avec le chlore. Par ailleurs, la principale critique pouvant être adressée à l'endroit des différentes études mentionnées plus haut est qu'une seule a pris en compte le taux de récupération (Gorenflo et al., 2002). Tel que mentionné plus haut, le taux de récupération représente la fraction de l'eau alimentée qui est convertie en perméat. Plus le taux de récupération est élevé, moins la qualité du perméat est bonne. En effet, au fur et à mesure que le perméat est produit, le concentrat devient de plus en plus concentré, ce qui contribue à diminuer la qualité du perméat (Schäfer et al., 2004). En industrie, on vise typiquement un taux de récupération de 85%. Ainsi, si les études précédemment mentionnées n'ont atteint que 50% de récupération, leurs résultats d'enlèvement de COD peuvent potentiellement surestimer les résultats qui auraient été obtenus en opérant à un taux de récupération plus élevé. Néanmoins, Gorenflo et al. (2002) ont étudié la performance d'enlèvement du COD d'une membrane de nanofiltration pour des taux de récupération de 6-85% et n'ont observé aucune différence d'enlèvement. Toutefois, l'eau considérée pour cette étude présentait une concentration de COD très faible (< 3 mg/L) puisqu'elle avait été préalablement traitée par flottation. Le traitement d'eaux plus chargées en COD auraient probablement permis de mettre le phénomène en évidence. Dans tous les cas, le facteur du taux de récupération devrait donc être pris en compte dans les futures études, idéalement en laboratoire, ou à tout le moins dans l'analyse des résultats d'abattement de COD. Cette information est essentielle pour que pouvoir apprécier la signification réelle des résultats.

2.4.5.6 Présentation du procédé de nanofiltration spiralée NF270™

La membrane NF270™, fabriquée par DOW Chemicals, est de type spiralé (Figure 2-12) Un tel module est composé d'un tube collecteur perforé autour duquel sont enroulées un certain nombre de feuilles de membrane. Chaque feuille est séparée de l'autre par un espaceur, qui assure la distribution de l'eau sur l'ensemble de la membrane. Le perméat, récolté via les trous de collecte situés sur la surface latérale du tube collecteur, est évacué à l'une des extrémités de ce tube. Les caractéristiques spécifiques de la membrane NF270™ sont présentées au tableau Tableau 2-9.

Tableau 2-9 : Caractéristiques spécifiques de la membrane NF270™

Propriété		**Référence**
Morphologie/matériau de fabrication	Composite/polyamide	Dow Chemicals
Température d'opération maximale	45°C	
Pression d'opération maximale	41 bar	
Perte de charge maximale	1.0 bar	
Fourchette de pH (opération continue)	3-10	
Débit d'alimentation maximal	15.9 m^3/h	
Tolérance au chlore libre	<0.1 ppm	
Seuil de coupure moléculaire	150-430 Da	(Braeken et al., 2006; Long et al., 2005; Park et al., 2005)

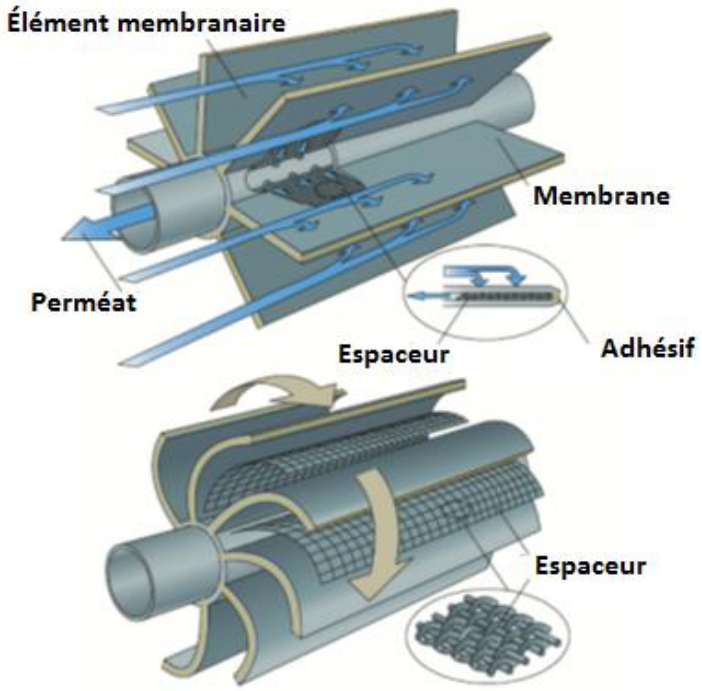


Figure 2-12 : Composition d'un module membranaire spiralé (Source : Université de Delft)

2.5 Principales lacunes de la littérature

La principale lacune identifiée au terme de cette revue de littérature oppose la structure générale de la présente étude à celle des études précédemment publiées. En effet, si beaucoup d'études ont analysé certaines des technologies considérées dans la présente étude individuellement, aucune, à la connaissance des auteurs de ce document, n'a été réalisée en considérant simultanément 5 technologies de traitement sur un grand nombre de types d'eaux de surface, et par surcroit en incluant des technologies en voie de commercialisation en Amérique du Nord (ACTIFLO®Carb, MIEX®, NF270™). Ainsi, aucune étude n'est actuellement en mesure, de par son nombre trop restreint de procédés et/ou de types d'eau, de déterminer simultanément l'influence du type de procédé de traitement et du type d'eau sur la performance d'enlèvement des précurseurs de SPD et sur le contrôle des SPD. Le présent travail de recherche permet donc d'enrichir la littérature en apportant une réponse à ces questions.

CHAPITRE 3 MÉTHODOLOGIE DE RECHERCHE

Ce chapitre présente les étapes et la méthodologie du projet. Dans un premier temps, l'approche générale du projet est présentée. Dans un deuxième temps, la méthodologie de détermination du pourcentage d'enlèvement de la MON est explicitée à travers la description des essais de coagulation, d'inter-ozonation, d'adsorption sur CAP, d'échange d'ions et de nanofiltration. Enfin, la dernière section présente la méthodologie retenue pour l'analyse économique des procédés à l'étude. Le but de cette section est d'expliquer de manière conceptuelle et de justifier les choix effectués pour les différents essais réalisés ainsi que l'analyse économique et non de fournir tous les détails techniques des essais. Les détails techniques sont présentés au chapitre 4 dans le cas des essais de traitement en laboratoire et au chapitre 5 en ce qui concerne l'analyse économique.

3.1 Organisation du document et cohérence de l'article par rapport aux objectifs

Le cœur du présent document est composé d'un article scientifique, qui fait l'objet du chapitre 4, et de résultats complémentaires. L'article s'attelle à la réalisation des deux premiers objectifs spécifiques, soit la détermination du pourcentage d'enlèvement de la matière organique de chaque procédé avant l'étape de désinfection et la détermination de l'influence du type d'eau utilisé sur le classement des performances. Le troisième objectif spécifique, soit la détermination des coûts d'investissement en capital et en opération et maintenance des différentes chaînes de traitement à l'étude, n'est abordé que dans la section des résultats complémentaires qui est consacrée à l'étude économique. L'article et les résultats complémentaires forment ainsi un tout qui, avec la discussion générale, englobe les trois objectifs spécifiques précédemment énoncés.

3.2 Approche expérimentale générale

Le travail de recherche présenté dans ce document a été structuré de manière à apporter une réponse à la principale lacune identifiée dans la littérature, à savoir l'absence d'étude systématique de plusieurs procédés sur plusieurs types d'eaux de surface. Ainsi, afin d'assurer une comparaison directe de tous les procédés à l'étude, ceux-ci ont été testés en parallèle sur un type d'eau à la fois. En d'autres termes, cela signifie que tous les procédés ont été testés

simultanément sur le même échantillon d'eau brute afin d'éliminer toute variation de la qualité de l'eau qui eût pu fausser la comparaison de la performance d'enlèvement des précurseurs de SPD des procédés. Ainsi, environ 200 L d'eau brute étaient prélevés à l'entrée de l'une des usines considérées, livrés au laboratoire et utilisés pour les essais de traitement dans les deux semaines suivant la réception de l'eau afin d'éviter un changement trop important des caractéristiques (COD, UVA_{254}, turbidité, pH) de celle-ci. Cette procédure a été appliquée aux six eaux de surface considérées dans le cadre de cette étude. Une fois les essais complétés, une étude technico-économique de préfaisabilité a été réalisée sur chaque procédé de traitement à l'étude en considérant leur opération à pleine échelle pour des débits de conception et d'opération préalablement choisis. Il a par la suite été possible, en combinant les résultats d'abattement des précurseurs de SPD et les résultats économiques, d'effectuer un classement des procédés pour chaque eau étudiée.

3.3 Détermination expérimentale des pourcentages d'enlèvement de la MON et de réduction des SPD de chaque procédé de traitement

3.3.1 Essais de coagulation

Les essais de coagulation ont été effectués en simulant le procédé ACTIFLO® en laboratoire en mode discontinu via la réalisation de *jar tests* avec deux coagulants, soit l'alun, qui représente le cas de base du projet, et le sulfate ferrique. La filière de traitement testée (Figure 3-1) comprend le procédé ACTIFLO® ainsi qu'une filtration sur un filtre de 0,45 µm pour la simulation de la filtration granulaire classique utilisée en usine (Tchio et al., 2003).

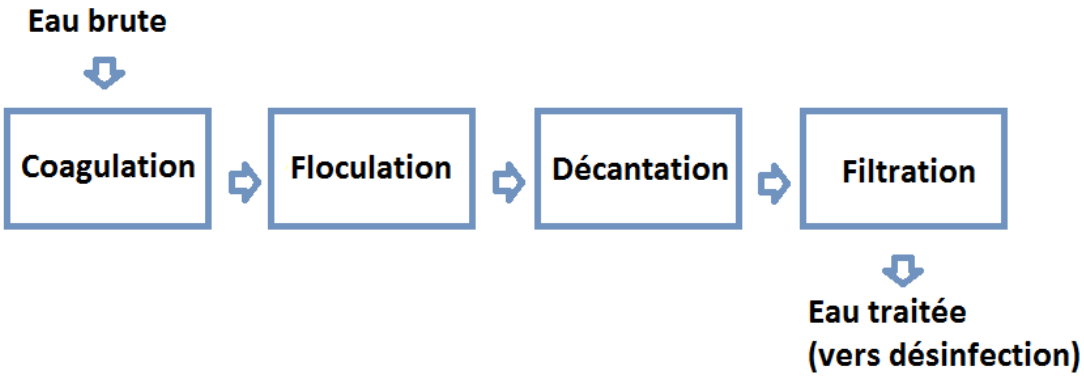


Figure 3-1 : Représentation schématique de la filière de traitement conventionnel. Le bloc filtration représente une filtration sur sable et anthracite.

L'idée générale est d'optimiser la coagulation à l'alun, en termes d'enlèvement de la MON, pour ensuite comparer les résultats obtenus à ceux des autres procédés à l'étude, dont la coagulation au sulfate ferrique fait partie. L'optimisation a été effectuée pour chacune des eaux brutes à l'étude, puisque la variabilité des caractéristiques des eaux entraîne une variation des doses requises. L'optimisation des doses d'alun a été faite en considérant six doses et en déterminant celle qui satisfaisait aux critères d'optimisation de la coagulation optimisée. La sélection des six doses a été faite en considérant comme dose médiane la dose employée à l'usine au moment de l'échantillonnage. Les autres doses ont été sélectionnées en considérant des incréments de 5 ou 10 mg/L d'alun (sec) entre elles. Par ailleurs, une fois la dose optimale d'alun déterminée, une dose équivalente (en termes de mEq) a été sélectionnée afin de pouvoir éliminer l'effet de la différence de concentration et ainsi mettre en évidence le rôle de la nature du coagulant lors de la comparaison de la performance de traitement des coagulants. La section 4.3.2 du présent document décrit précisément le mode de réalisation des essais en incluant les doses de produits chimiques utilisées (coagulant, polymère, sable), les critères d'optimisation retenus et la procédure de simulation en laboratoire du procédé ACTIFLO®.

3.3.2 Essais d'inter-ozonation

Les essais d'ozonation ont été effectués en mode inter-ozonation. Cette étape représente la simulation, en mode discontinu, du fonctionnement d'un contacteur d'ozonation. La filière de traitement testée (Figure 3-2) comprend le procédé ACTIFLO®, l'ozonation ainsi qu'une filtration sur un filtre de 0,45 µm.

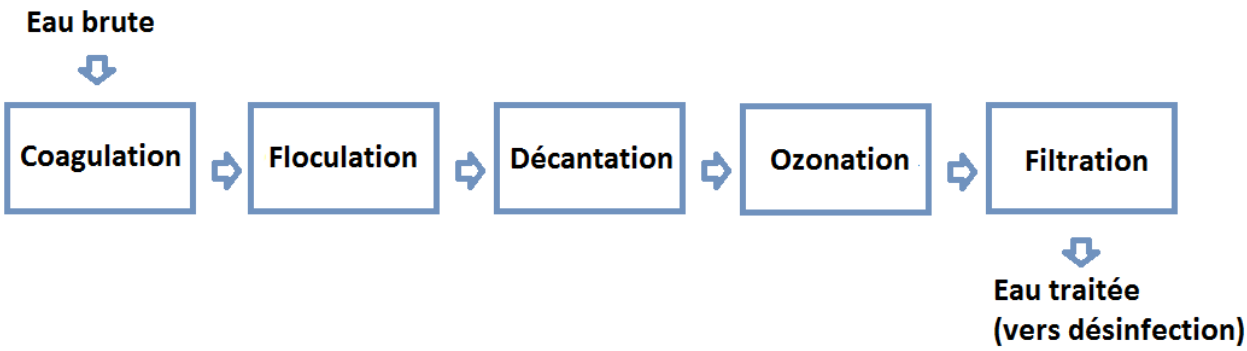


Figure 3-2 : Représentation schématique de la filière d'inter-ozonation. Le bloc filtration représente une filtration sur sable et anthracite.

L'idée générale est de comparer l'efficacité de deux doses d'ozones (0.5 et 1 mg O_3/mg COD) en termes de réduction de la réactivité de la MON et de la formation de SPD et de déterminer la dose optimale pour chacune des eaux brutes à l'étude. Les essais d'ozonation ont été effectués sur de l'eau préalablement coagulée et décantée selon la technique présentée à la section 3.2.1 en utilisant la dose d'alun identifiée comme optimale. Cette procédure permet de déterminer à quel point la réactivité au chlore de la MON réfractaire à la coagulation peut être réduite. L'ozone a d'abord été généré et injecté dans une solution-mère. Par la suite, un volume de solution-mère correspondant à la dose voulue a été prélevé, puis injecté dans un bécher contenant de l'eau préalablement coagulée et décantée. La section 4.3.3 du présent document décrit précisément les conditions de réalisation des essais. Par ailleurs, la section 4.4.2 présente une justification du choix des doses optimales d'ozone pour chaque eau brute testée.

3.3.3 Essais d'adsorption sur CAP

Les essais d'adsorption sur CAP ont été effectués en simulant le procédé ACTIFLO® Carb en laboratoire en mode discontinu via la réalisation de *jar tests*. La filière de traitement testée (Figure 3-3) comprend le procédé ACTIFLO®, le procédé ACTIFLO® Carb ainsi qu'une filtration sur un filtre de 0,45 µm.

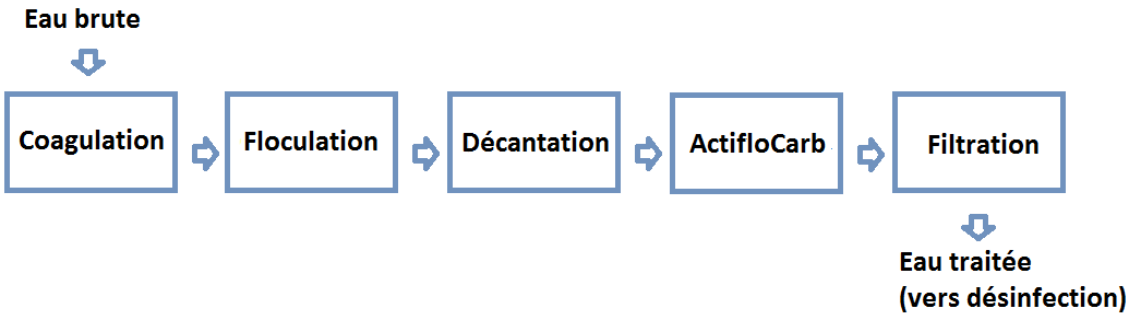


Figure 3-3 : Représentation schématique de la filière d'adsorption sur CAP. Le bloc filtration représente une filtration sur sable et anthracite.

Conceptuellement, la simulation de ce procédé en laboratoire vise à reproduire la recirculation du CAP qui s'opère lors de l'opération en continu (échelles pilote et réelle). Pour ce faire, on injecte, en plus du CAP vierge, une certaine dose d'un CAP préalablement recirculé qui présente théoriquement une capacité d'adsorption réduite par rapport à celle du CAP vierge. L'idée générale est de comparer l'efficacité de trois doses de CAP (5, 15 et 25 mg/L) en termes d'enlèvement de la MON et de choisir la dose optimale. La dose de CAP recirculé choisie pour ces essais est de 3 g/L, qui avait été identifiée comme optimale au terme d'essais réalisés chez Veolia Water. Comme dans le cas de l'ozonation, les essais d'adsorption ont été effectués sur de l'eau préalablement coagulée et décantée selon la technique présentée à la section 3.2.1 en utilisant la dose d'alun identifiée comme optimale. Cette procédure permet de déterminer à quel point la MON réfractaire à la coagulation peut être adsorbée, mettant ainsi en évidence la complémentarité de l'adsorption et de la coagulation en termes du type de fractions de la MON que ces procédés enlèvent préférentiellement. La section 4.3.4 du présent document décrit précisément le mode de réalisation des essais en incluant les doses de produits chimiques utilisées (CAP, coagulant, polymère, sable), les critères d'optimisation de la dose de CAP vierge retenus et la procédure de simulation en laboratoire du procédé ACTIFLO® Carb.

3.3.4 Essais d'échange d'ions

Les essais d'échange d'ions ont été effectués en simulant le procédé MIEX® en laboratoire en mode discontinu via la réalisation de *jar tests*. La filière de traitement testée (Figure 3-4)

comprend le procédé MIEX®, le procédé ACTIFLO®, ainsi qu'une filtration sur un filtre de 0,45 µm.

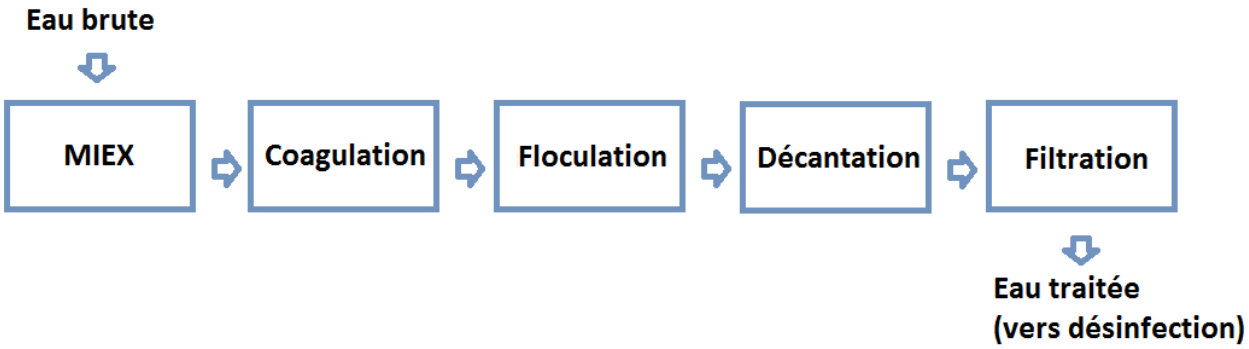


Figure 3-4 : Représentation schématique de la filière d'échange d'ions. Le bloc filtration représente une filtration sur sable et anthracite.

Conceptuellement, il s'agit de reproduire l'effet de la régénération et de la recirculation de la résine en continu en évaluant plusieurs doses de résine (0,5-5 mL/L). La procédure permettant d'effectuer cette simulation, fournie par Orica Watercare, est décrite précisément à la section 4.3.5 du présent document. Au terme de l'étape d'échange d'ions, une dose optimale de résine est choisie en fonction de l'enlèvement de COD qu'elle procure. L'eau traitée avec cette dose optimale est par la suite coagulée à l'alun selon la procédure décrite à la section 3.2.1 en utilisant 6 doses d'alun parmi lesquelles une dose optimale a été choisie selon les critères de la coagulation optimisée. Il sera ainsi possible de déterminer à quel point la dose de résine choisie a permis une réduction de la dose de coagulant requise et à quel point l'échange d'ions et la coagulation sont complémentaires en termes du type de fractions de la MON préférentiellement éliminées. La section 4.3.5 du présent document décrit précisément le mode de réalisation des essais en incluant les doses de produits chimiques utilisées (résine, coagulant, polymère, sable), les critères d'optimisation de la dose de résine retenus et la procédure de simulation en laboratoire du procédé MIEX®

3.3.5 Essais de nanofiltration

La membrane utilisée pour les essais de nanofiltration est la NF270™ (Dow Filmtec), une membrane de nanofiltration spiralée conçue pour l'enlèvement de la MON. La filière traitement

de nanofiltration considérée dans ce projet ne comporte pas de prétraitement. Seul un filtre en fibre de verre de 1 µm a été utilisé comme prétraitement pour prévenir le colmatage particulaire de la membrane de nanofiltration. Les essais ont été effectués en mode tangentiel, à pression constante (25 psi) et flux décroissant (flux initial : 20 LMH), sur un montage similaire à celui illustré à la Figure 3-5. En mode tangentiel, l'eau à traiter est alimentée tangentiellement à la membrane, tel qu'illustré à la Figure 3-5. Ainsi, le perméat est évacué de la membrane par les côtés alors que l'eau non filtrée (concentrat) est dirigée vers la sortie du module membranaire. Dans le cas d'un seul module, le concentrat est pompé vers le réservoir d'eau brute, alors que dans le cas de plusieurs modules en série, le concentrat issu du premier module devient l'eau d'alimentation du second, et ainsi de suite. Typiquement, en usine, on vise un taux de récupération qui soit proche de 85%, c'est-à-dire que 85% de l'eau brute alimentée au système soit convertie en perméat. Toutefois, dans le cadre de ce projet, des contraintes liées aux pompes disponibles ont empêché l'atteinte d'un taux aussi élevé. Ainsi, l'ensemble des essais a été réalisé à un taux de récupération de 40%. Cet aspect est discuté en détails au chapitre 6. Par ailleurs, l'absence de prétraitement conventionnel s'explique par le fait que l'un des objectifs des essais de nanofiltration était de déterminer la limite d'application de la membrane et ainsi de déterminer les niveaux de qualité d'eau critiques au-delà desquelles la qualité de l'eau nanofiltrée se dégrade de façon trop importante. La section 4.3.6 du présent document décrit précisément les conditions d'opération utilisées (vitesse tangentielle et flux de filtration).

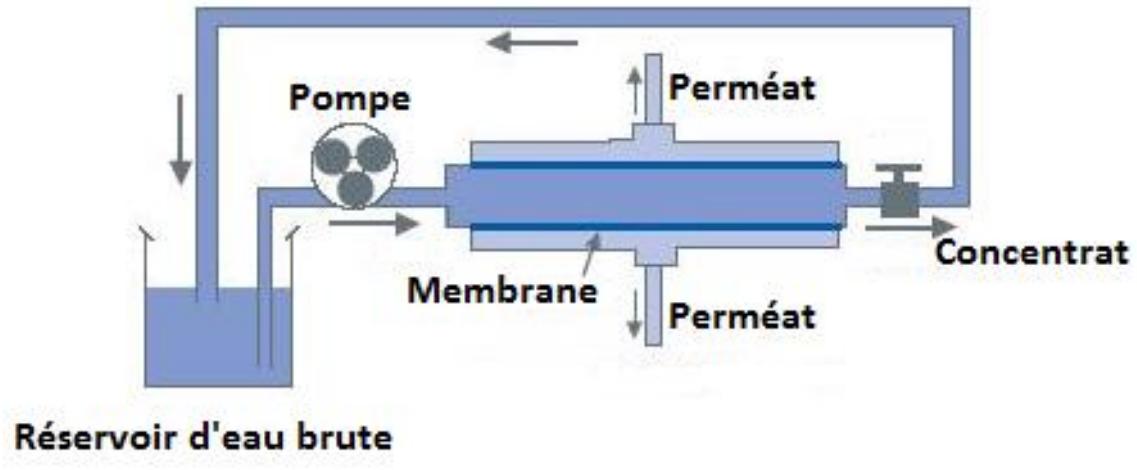


Figure 3-5 : Opération d'une membrane en écoulement tangentiel (Source: Pall Corporation)

3.3.6 Chloration des eaux traitées et formation des SPD

Au terme de chaque essai de traitement, une chloration standard des eaux traitées a été effectuée en conditions de formation uniformes telles que définies par Summers et al. (1996). Ainsi, en vertu de cet ensemble de conditions, la chloration a été effectué à un pH de 8.0 ± 0.2 unités, une température de 20 ± 2°C, un temps d'incubation de 24h et une dose de chlore permettant l'obtention d'une concentration résiduelle de 1 ± 0.5 mg/L après 24h d'incubation. Le choix de ces conditions repose sur le fait qu'elles permettent une comparaison de différents procédés de traitement et de différentes eaux en plaçant tous les échantillons sur une même base. De plus, ces conditions sont conservatrices en termes de température et de dose de chlore, ce qui réduit le risque que les concentrations de SPD obtenues sous-estiment celles qui auraient été obtenues dans un réel réseau de distribution.

3.3.7 Précision des mesures

Le tableau 3-1 présente la précision des mesures des différents paramètres dont le suivi a été fait dans le cadre de ce projet (COD, UVA_{254}, turbidité et pH).

Tableau 3-1 : Précision des mesures des paramètres étudiés

Paramètre	**Précision de la mesure**	**Variabilité permise entre les duplicata**
COD	± 0,07 mg/L	10%
UVA_{254}	± 0,002 cm^{-1}	10%
Turbidité	± 0,05 UTN	10%
pH	± 0,05	10%
THMT	± 3 µg/L	20%
AHA5	± 10 µg/L	50%

Concernant l'analyse des TTHM, la méthode 551 (USEPA) stipule que 20% d'erreur doivent être alloués entre les duplicata d'analyse si l'on pose que la totalité des THM sont sous forme de

chloroforme (ce qui est souvent le cas). Concernant les AHA, cette même méthode alloue environ 50% d'erreur entre les duplicata d'analyse. Ainsi, deux valeurs de TTHM ou d'AHA5 dont la différence serait inférieure à ces pourcentages ne pourraient pas être considérées significativement différentes l'une de l'autre. Par ailleurs, dans le cas des mesures de COD et d'absorbance UV (254 nm), 10% de variabilité maximale ont été permis entre les duplicata. Bien que dans un contexte industriel les pourcentages soient plutôt de l'ordre de 20 à 25%, la précision des méthodes de mesure utilisée en laboratoire, qui est davantage élevée que celle obtenue en industrie, permet de réduire le pourcentage de tolérance de variabilité.

3.4 Détermination de l'influence du type d'eau brute sur le classement des performances des procédés

Les six eaux brutes considérées pour la présente étude ont été choisies de manière à couvrir la gamme la plus large possible de qualités d'eau, ce qui permet une réelle évaluation de l'effet de fortes variations de la qualité de l'eau brute sur la performance des procédés. Parmi les eaux du Québec, deux sont caractérisées par la dominance des rejets anthropiques, soit les eaux du fleuve St-Laurent et de la Rivière des Mille-Îles, situées dans l'agglomération urbaine de Montréal. L'eau de la rivière Yamaska est davantage touchée par les rejets agricoles, alors que l'eau de la rivière St-Maurice est caractérisée par la dominance des rejets industriels, notamment ceux de l'industrie papetière. L'eau de la rivière Athabasca est par ailleurs touchée principalement par les rejets miniers, alors que l'eau de la rivière Souris est caractérisée par les rejets d'origine agricole. Les caractéristiques de ces eaux (COD, UVA_{254}, SUVA, turbidité, alcalinité, pH, TTHM-UFC, AHA5-UFC et ratio THM/AHA) sont présentées au tableau 4-1. Par ailleurs, le chapitre 4 du présent document présente les données d'abattement du COD et de l'UVA_{254}, de concentration de SPD et de réactivité du COD classées par type d'eau brute. Cette disposition des résultats permet de mettre en évidence l'impact que peut avoir une variation des caractéristiques de l'eau brute sur la performance relative des procédés. Dans ce même chapitre, cet impact est également discuté en détail, notamment en termes de variation de la concentration de COD d'une eau brute à l'autre.

3.5 Détermination des coûts d'investissement en capital et d'opération et maintenance des chaînes de traitement à l'étude

L'analyse économique, de type préfaisabilité, a été effectuée en considérant un débit d'opération de 20 000 m^3/d et un débit de conception de 30 000 m^3/d, qui sont représentatifs du marché canadien des équipements de traitement des eaux. Les résultats issus de cette étude permettent donc d'obtenir, pour chaque eau brute considérée, une approximation (± 30%) des coûts associés à chaque technologie opérée à pleine échelle de classer les procédés à l'étude en fonction de leur performance de traitement et de leurs coûts d'investissement et d'opération. Les résultats obtenus permettent donc, d'une part, de préciser l'effet du procédé et du type d'eau brute utilisé sur les coûts totaux des procédés et, d'autre part, de statuer sur l'efficacité économique relative de ces procédés.

CHAPITRE 4 ARTICLE 1: EVALUATING FIVE PROCESS ALTERNATIVES TO ENHANCE NOM REMOVAL AND DBP CONTROL IN CONVENTIONAL TREATMENT PLANTS

Ce chapitre présente l'essentiel des résultats des essais de traitement effectués au laboratoire. Il est composé de l'article scientifique issu de ce projet et soumis au *Journal of Water Supply : Research and Technology – Aqua*. Cet article apporte tout d'abord des précisions concernant les protocoles de simulation des procédés utilisés au laboratoire. Par la suite, les résultats des essais de traitement sont présentés et discutés en termes d'abattement du COD et de l'UVA_{254}, de concentration de SPD et de réactivité du COD, ce qui englobe les objectifs spécifiques 1 et 2 du présent projet. Les données brutes associées aux essais de traitements présentés dans ce chapitre sont présentées à l'annexe A.

NOM Removal: Evaluating Five Process Alternatives to Alum Coagulation

Félix Plourde-Lescelleur[1], Isabelle Papineau[1], Annie Carrière[1], Alain Gadbois[2] and Benoit Barbeau[1]

[1]Civil, Geological and Mining Engineering, Ecole Polytechnique de Montreal - 2500 Chemin de Polytechnique, Montreal (Quebec) H3T 1J4, Canada – Tel.: +1 514-340-4711 # 2988 – Fax: +1 514-340-5918, P.O. Box 6079, Downtown Station, H3C 3A7

[2]John Meunier Inc. / Veolia Water Solutions & Technologies Canada Inc. – 4105, Sartelon, Saint-Laurent (Quebec) H4S 2B3, Canada – Tel: +1 514-334-7230 – Fax: +1 514-334-5070

4.1 ABSTRACT

Bench scale experiments were conducted to evaluate disinfection by-product (DBP) precursor removal by coagulation with alum and ferric sulfate (FS), intermediate ozonation (IO_3), powdered activated carbon (PAC), ion exchange resin (IX) and spiral-wound nanofiltration (NF). The effect of source water quality on process performance was also assessed on six source waters. Overall, NF offered the best performance in terms of dissolved organic carbon (DOC)

removals along with lower DBP concentrations in every tested condition except for DOC-rich waters (13-15 mg/L)). Conventional treatment coupled with recirculated PAC adsorption (ACTIFLO®Carb) was the process configuration to provide the most treated waters showing DOC concentration inferior to 2 mg/L, thereby facilitating regulatory compliance in terms of DBPs. IX/alum and alum/IO_3 reduced DBP concentration to a lesser extent, but proved to be more efficient than conventional treatment with alum alone. In terms of effluent DBP concentration, FS outperformed alum at higher coagulant dosages, whereas alum offered a superior performance at lower dosages. Finally, this investigation shows the relevance of conducting treatability tests to identify most suitable treatment alternative for DBP control.

4.2 INTRODUCTION

Chlorine is the most widely used disinfectant in the water industry as it can efficiently inactivate a broad range of pathogens at low cost and provides a measurable residual concentration in distribution systems. However, free chlorine reacts with natural organic matter (NOM) and generates potentially carcinogenic disinfection by-products (DBP). As regulations become stricter, many utilities using chlorine as secondary disinfectant are reviewing their DBP control strategy to achieve regulatory compliance.

Coagulation with aluminium sulfate (alum) is widely used in North America due to its relatively low cost and efficiency to remove DBP precursors and turbidity (Lovins III et al., 2003). Coagulation efficiency is driven by numerous factors including raw water alkalinity, pH and turbidity, mixing conditions and NOM properties such as molecular weight distribution, charge density, solubility and functional groups (Pernitsky & Edzwald, 2006). In contrast with conventional treatment operated to minimise filter effluent turbidity, coagulation optimized for NOM removal (typically through pH adjustment) may lead to greater removals of DBP precursors (Bell-Ajy et al., 2000). Due to the limitation of using alum under very low pH conditions, many utilities have elected to use ferric-based coagulants. However, alum was reported to remove DOC more efficiently at relatively low dosages (<0.5 mM Al^{3+} or Fe^{3+}) while FS tends to outperform alum at higher dosages (Edwards, 1997). The gain in NOM removal provided by FS thus remains highly site specific.

Intermediate ozonation (IO_3), i.e. ozonation following coagulation and settling, can also be used for DBP control. Ozone preferentially reacts with humic substances (mostly by electrophilic substitution and oxidation reactions), which results in substantial colour and UVA_{254} removal and significantly lower DBP concentrations (Reckhow et al., 1986). IO_3 was reported to decrease DBP formation potential over a wide range of source waters (United States Environmental Protection Agency, 2001). Yet, IO_3 performance proved to be specific to the water characteristics and ozonation conditions (Singer et al., 2003). Reported decreases in THM and HAA concentration by IO_3 evaluated on nine source waters were more variable than coagulation. In some cases, IO_3 even generated greater DBP concentrations (Singer et al., 2003).

Adsorption of DBP precursors on activated carbon is most commonly achieved using granulated activated carbon (GAC) filters rather than powdered activated carbon (PAC). However, investigations conducted on various surface waters have shown that the use of PAC subsequent to coagulation results in greater DOC removals than coagulation alone (Szlachta & Adamski, 2009). Nevertheless, for dosage below 10 mg /L, the performance may be limited considering the operating costs (Carrière et al. 2009). In order to increase performance, a high concentration recirculating PAC contactor has been developed and is commercialized as the ACTIFLO® Carb process. The PAC concentration in the contactor may vary from 1-5 g/L and recirculating the PAC increases its residence time, a benefit which translates into lower operating costs.

Over the last decade, other processes such as ion exchange (IX) and nanofiltration (NF) have also emerged as viable solutions to increase the removal of DBP precursors. For example, magnetic IX resin (MIEX®), a strong base anion exchange resin, has been shown to improve DOC removals compared to coagulation and significantly reduce TTHM and HAA5 concentration (Molczan & Szlachta, 2011). The DOC removal efficiency of such resins depends on the IX dosage, NOM characteristics, pH, and sulfate concentrations which compete for active sites (Boyer & Singer, 2005). Regarding NF, spiral-wound modules are commonly used for NOM removal. Direct spiral-wound NF tests (without pre-treatment) on nine source waters revealed that DBP precursor removal was specific to the water quality since the observed high DOC rejection was however associated to highly variable permeate THM yields (µg THM/mg C)

(de la Rubia et al., 2008). Consequently, spiral-wound NF may also be impacted by water quality as well as operating conditions.

Although many investigations evaluated the impact of process performance and source water quality on resulting DBP concentrations, few studies systematically allowed a direct comparison of several technologies tested on various sources waters, especially while including more recent technologies such as MIEX®, ACTIFLO® Carb or NF. Such a comparison is of relevance for water utilities aiming to determine the most appropriate technology for DBP control while taking into account the impact of source water quality. The general objective of this project is (i) to evaluate the DBP precursor removal efficiency of six processes, namely alum and FS coagulation, IO_3, recirculated PAC, magnetic IX and NF and (ii) to assess the impact of source water quality on process performance using six Canadian surface waters representing a broad range of characteristics.

4.3 MATERIALS AND METHODS

4.3.1 General experimental approach

Five treatment alternatives to alum coagulation were assessed in bench scale experiments with the perspective to allow a direct comparison of NOM removal on different surface waters. The performance of alum coagulation under an optimal coagulation regime was first compared to coagulation with FS. Secondly, the use of magnetic IX resin (MIEX®) as a pre-treatment to conventional treatment was sought. Thirdly, the implementation of IO_3 or a recirculated PAC reactor (ACTIFLO® Carb) after alum coagulation/settling was evaluated. Finally, direct filtration using spiral-wound NF270 (Dow-Filmtec™) was tested. Six Canadian surface waters were selected to study a wide range of water qualities. The treatment alternatives were tested in parallel on each given source waters upon its reception at the laboratory.

4.3.2 Conventional treatment with alum or ferric sulfate

Jar-test experiments were performed according to the ACTIFLO® ballasted jar test procedure (defined by the supplier) which consisted in a rapid mix (2 min, 300 RPM), polymer/sand

injection (2-5 min, 150 RPM), maturation (3-6 min, 150 RPM) followed by a settling period (3 min). To simulate particle removal by granular filters, settled waters were filtered through a pre-washed 0.45 µm PES Supor®-450 membrane (Pall) (Tchio et al., 2003). Six alum dosages were tested for each source waters without pH adjustment. Consequently, experiments were conducted under optimized coagulation conditions in contrast with enhanced coagulation (i.e. pH was not adjusted independently from alum dosage). For a given source water, the threshold value proposed by the USEPA for enhanced coagulation, where a dosage increase of 10 mg dry alum/L improved DOC removal by less than 0.3 mg C/L was retained as the optimal coagulant dose. Alternatively, the alum dose was considered as optimized if the DOC concentration of filtered effluent was less than 2 mg C/L or if its specific UV absorbance (SUVA) was less than 2.0 L/mg-cm. Tests conducted with ferric sulfate did not aim to find the optimal dosage. Instead, equivalent ferric dosages (in mEq/L) were derived from the optimal dosages found for alum. For example, if the optimised alum dosage is found to be 1.00 mg Al/L, then a ferric dosage of 2.07 mg Fe/L was used.

4.3.3 Intermediate ozonation

For each investigated source waters, dosages of 0.5 and 1.0 mg O_3/mg C were applied to settled waters produced with alum as described above. Ozonation tests were performed in Teflon-lid 1.5 L stirred batch reactors in which an ozone stock solution was injected to obtain the desired dosage. The stock solution was produced using a TG-10 ozone generator (Ozone Solutions) and had a concentration of 60-70 mg O_3/L to minimize dilution in the reactor. Ozone residual measurements were performed with the indigo trisulfonate method, as per Method 4500-O_3 *Standard Methods* (1998).

4.3.4 Recirculated powdered activated carbon contactor

PAC experiments were conducted on settled waters. Source waters were first treated with the previously determined optimal alum dose (as described above). Subsequently, settled waters were used to conduct an ACTIFLO® Carb bench-scale simulations which consisted in a rapid mix (7.25 min, 190 RPM), followed by a slow mix (5 min, 140 RPM) and a settling period (5

min). Ten percent of the optimum alum dose identified previously was also added 30 seconds prior to the slow mix in order to facilitate PAC settling. Aged PAC (5 d) was added into the rapid mix at a concentration of 3 g/L to simulate the PAC recirculation. The aged PAC (Picahydro MP23, PICA) was obtained as slurry from an industrial ACTIFLO® Carb pilot-scale operated in France. The simulated operating conditions are equivalent to a dosage of 8.5 mg/L of virgin PAC.

4.3.5 Ion-exchange resin

Bench-scale MIEX® simulations were performed on all raw waters using the multiple loading strategy, as defined by the supplier. In this method, 5 mL resin undergoes multiple treatment cycles. During each treatment cycle, 1L raw water was mixed at 150 rpm (15 min) and then allowed to settle (30 sec). At the end of each cycle, the treated water was transferred into a collection vessel so that it contained a composite of all treatment cycles. This composite is representative of the treated water that would have been obtained at full scale. DOC removal efficiency was assessed through the use of a performance ratio (mg DOC removed)/(mL resin) and the highest observed ratio was selected as the optimal resin dose. Subsequently, IX treated waters were coagulated with six alum dosages as described above. The optimal alum dose was chosen according to the same criteria that had been defined for conventional treatment.

4.3.6 Spiral-wound nanofiltration

Direct nanofiltration tests were performed with raw water using a Sterlitech CF042 cross-flow cell in which a flat sheet NF270 (Dow-Filmtec™) membrane had been placed. The process was operated in recirculation at a constant pressure (30 psi), at an initial flux of 20 LMH, and the cross-flow velocity was adjusted to 0.5 m/s. Temperature was kept constant by means of a thermostatic bath. A 1.5 µm 934-AH™ fiber glass filter (Pall) was used as pre-treatment to prevent particular fouling and to account that an industrial spiral-wound NF process would necessarily include some sort of pre-filtration.

4.3.7 DBP formation and quantification

DBP formation and quantification was only performed with retained optimal conditions of the tested technologies according to the uniform formation conditions test (pH 8.0, residual chlorine of 1 mg Cl_2/L after an incubation at 22°C for 24h) to allow a comparison of various source waters (Summers et al., 1996).

THMs were isolated by liquid-liquid extraction as per Method 6232B method (APHA, 1998). HAA extraction was done according to Method 552.2 (United States Environmental Protection Agency, 1995). Quantification of both TTHM and HAA5 was performed using a Varian CP-3800 gas chromatograph equipped with an electron capture detector.

4.3.8 Other water quality analysis

UVA_{254}, DOC, alkalinity, pH and turbidity measurements were analyzed on both raw and treated waters (APHA, 1998).

4.4 RESULTS AND DISCUSSION

4.4.1 Source Water Characteristics

Table 4-1 provides a description of the source water characteristics under investigation. DOC spanned a large range which was coherent with the large differences in concentrations of HAA and THM precursors.

Tableau 4-1 : Description of investigated source waters

Source water	**DOC (mg/L)**	**UVA_{254} (cm^{-1})**	**SUVA (L/mg-m)**	**Alkalinity (mg/L as $CaCO_3$)**	**pH**	**Turbidity (NTU)**	**THM (µg/L)**	**HAA (µg/L)**	**THM/ HAA**
Mille-Îles	6.13	0.19	3.1	47	7.3	20.6	260	150	1.7
St-Lawrence	2.93	0.04	1.4	83	7.9	1.0	111	44	2.5
Yamaska	8.67	0.29	3.4	85	7.7	4.1	365	188	1.9
St-Maurice	5.95	0.22	3.7	6	6.5	7.5	218	282	0.8
Athabasca	13.47	0.41	3.0	93	7.9	142.7	480	189	2.5
Souris	16.40	0.42	2.6	148	8.0	8.0	513	343	1.5

Tableau 4-2 : Retained optimal chemical dosages used to evaluate DBP precursor removal.

Source waters	**Alum**	**FS[1]**	**Ozone**	**Recirculated PAC[2]**	**IX[3]**	**Alum after IX**
	(mEq/L)	**(mEq/L)**	**(mg O_3/ mg C)**	**(mg/L)**	**(mL/L)**	**(mEq/L)**
Mille-Îles	0.54	0.54	0.5	8.5	0.5	0.39
St-Lawrence	0.20	0.20	0.5	8.5	0.5	0.08
Yamaska	0.64	0.64	0.5	8.5	0.5	0.39
St-Maurice	0.39	0.39	0.5	8.5	0.5	0.29
Athabasca	1.57	1.57	0.5	8.5	0.5	1.27
Souris	1.66	1.66	0.5	8.5	0.5	1.18

[1]FS- Ferric sulfate

[2]Recirculated PAC- Powdered activated carbon: equivalent carbon dosage

[3]IX- Ion exchange resin

4.4.2 Retained optimal chemical dosages

The optimal chemical dosages selected in the present study are listed in Table 4-2. Alum dosages varied from 0.20 to 1.66 mEq/L (20 to 170 mg dry alum/L). For all source waters, the lowest tested dosage of ozone (0.5 mg O_3/mg C) was always selected as doubling the ozone dose to 1.0 mg O_3/mg C only resulted in low additional UVA_{254} removals (< 10%). Similarly, the lowest tested dosage of IX was always selected as optimal as although increasing IX dosages increased DOC removals, on average, as much as 64% of the total performance had been achieved with the lowest dosage. Finally, alum dosage after IX pre-treatment declined on average by 33% (19-60%).

4.4.3 Impact of process type on treatment performance

Performance data are summarized in three figures. Figure 4-1 presents the calculated UVA_{254} and DOC removals while Figure 4-2 provides the DBP-UFC and DOC effluent concentrations. Finally, Figure 4-3 presents DBP yield (expressed as µg THM or HAA/mg DOC) and chlorine reactivity (mg Cl_2/mg DOC). The immediate chlorine demand accounted on average for 25% of the total chlorine consumption and was subtracted from it. These results are presented and discussed in the next sections.

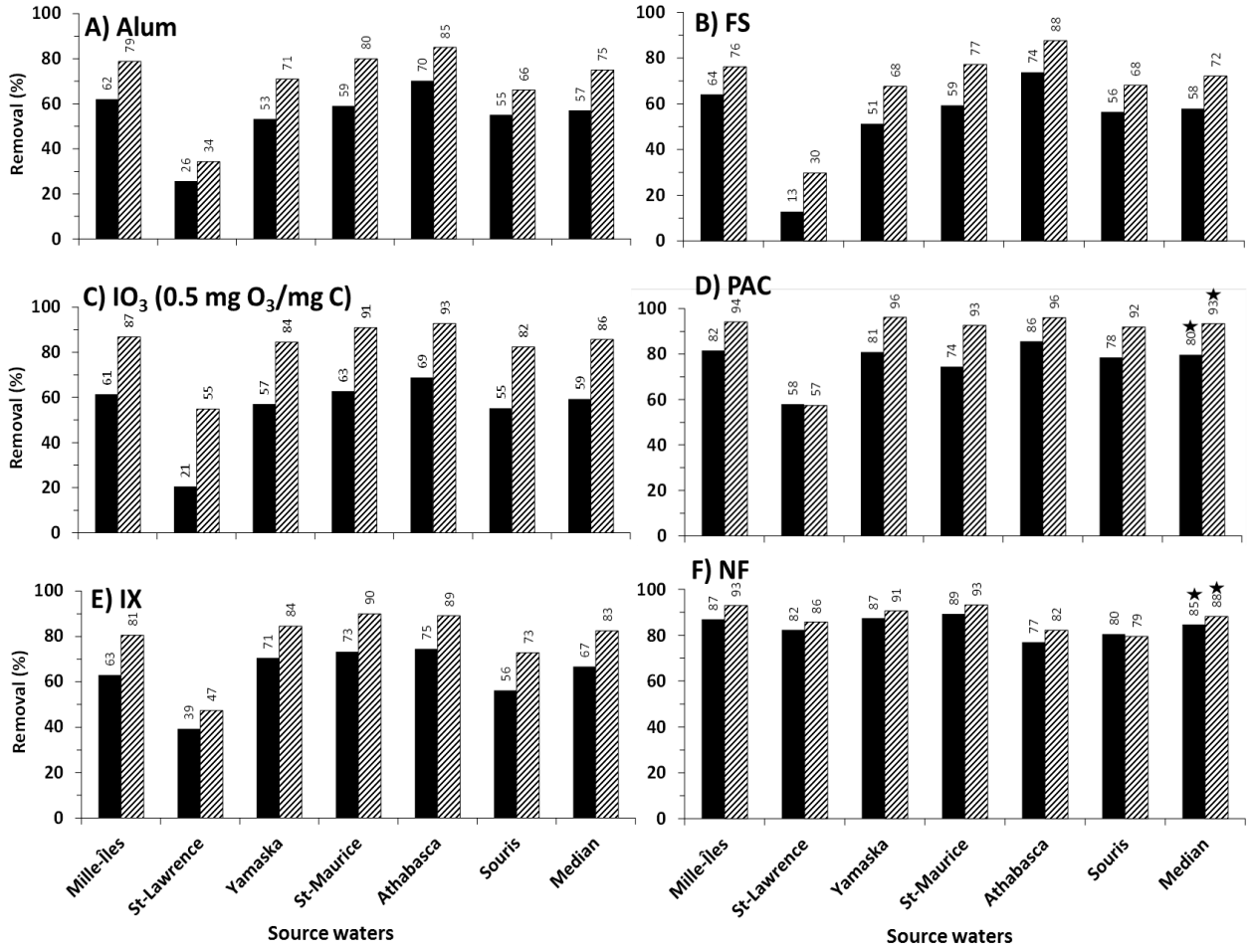


Figure 4-1 : DOC (solid bars) and UVA_{254} (striped bars) removals for alum coagulation, ferric sulfate (FS), intermediate ozonation (IO_3), powdered activated carbon (PAC), ion exchange (IX) and nanofiltration (NF). Statistically improved removals in comparison with alum according to results of a Mann-Whitney test ($p < 0.05$) are designated with a star over the bars representing the median values (n=6).

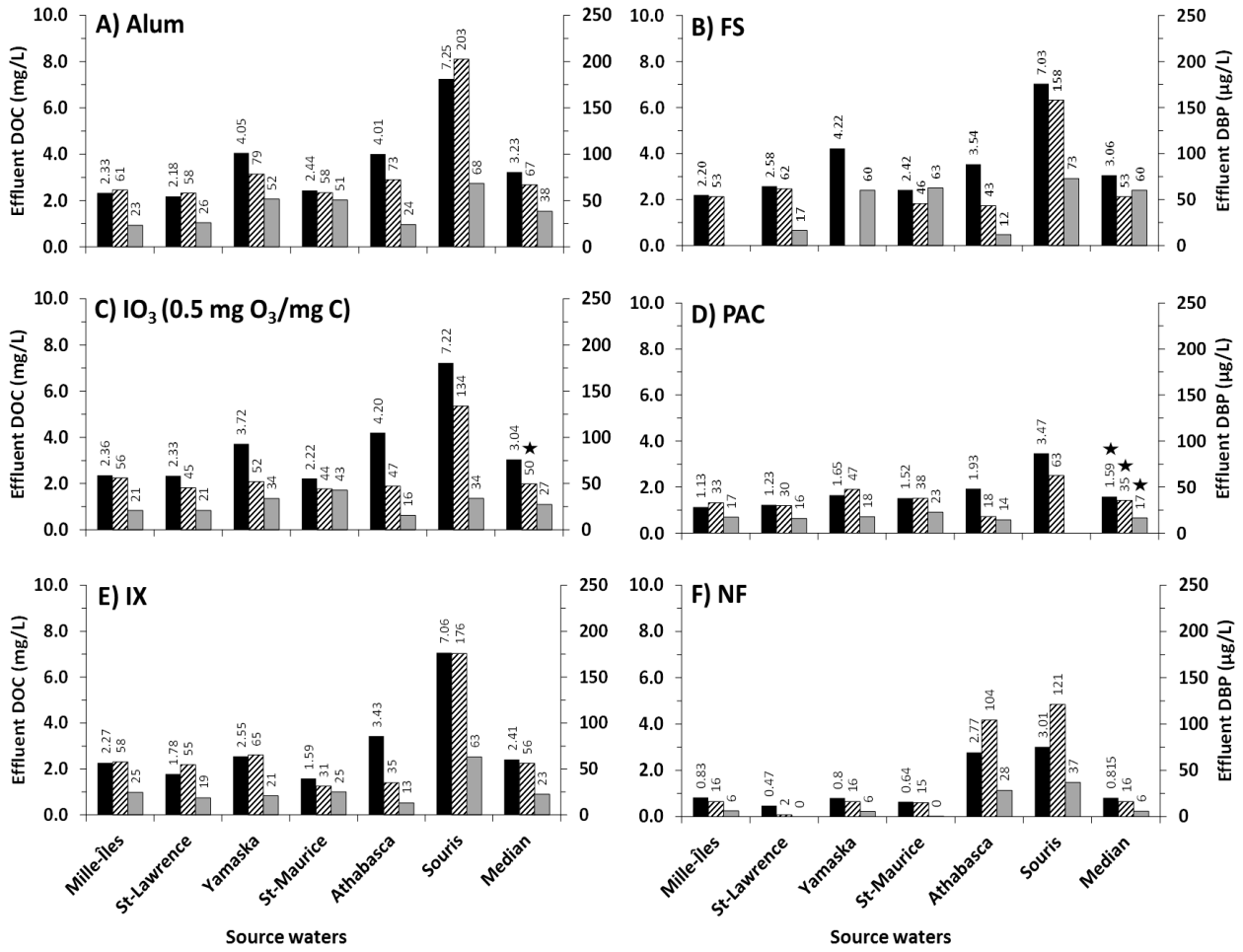


Figure 4-2 : Effluent DOC (solid bars), TTHM-UFC (striped bars) and HAA5-UFC (grey bars) concentrations for alum, ferric sulfate (FS), intermediate ozonation (IO_3), powdered activated carbon (PAC), ion exchange (IX) and nanofiltration (NF). Statistically improved removals in comparison with alum according to results of a Mann-Whitney test ($p < 0.05$) are designated with a star over the bars representing the median values (n=6).

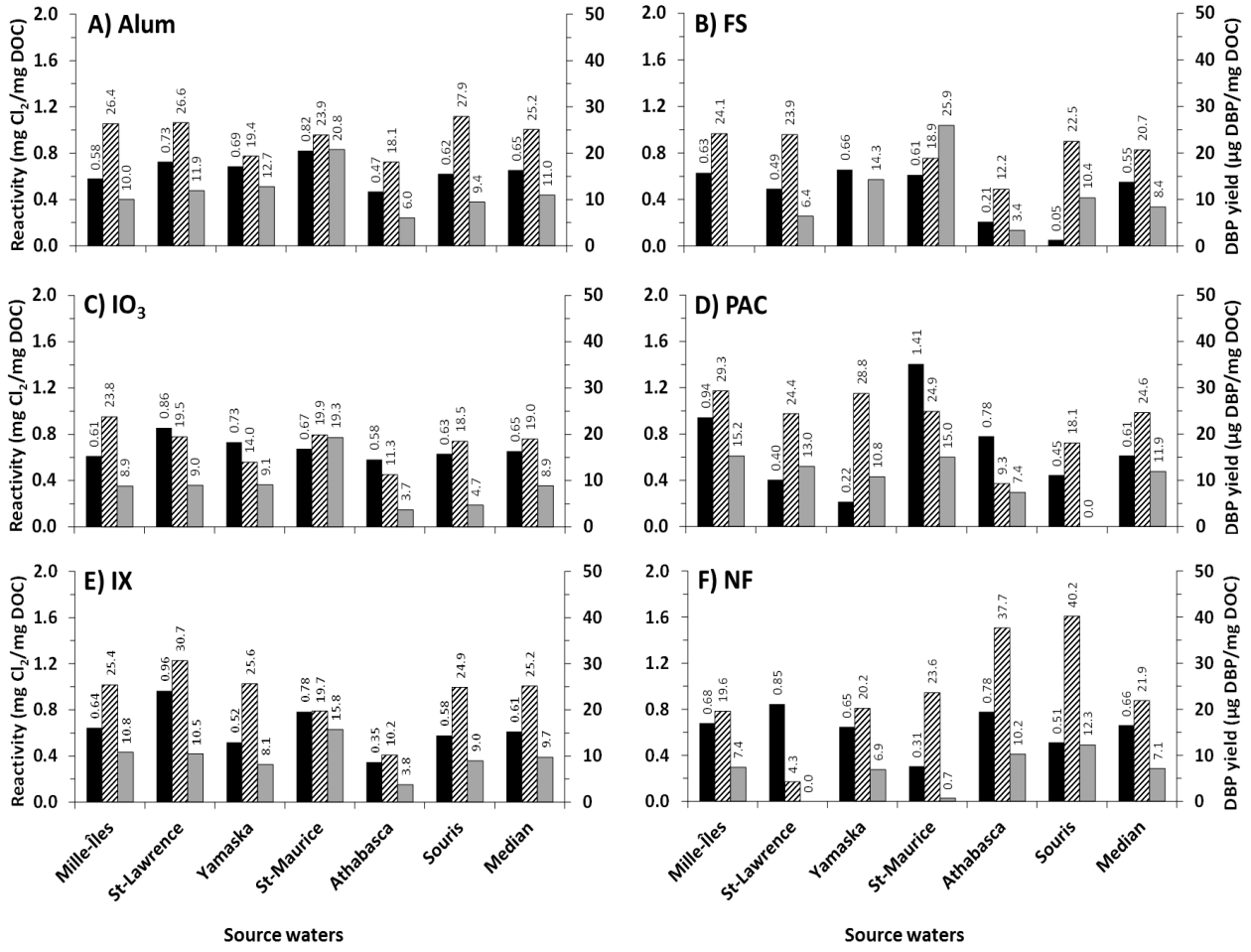


Figure 4-3 : Chlorine reactivity (solid bars), and TTHM (striped bars) and HAA5 yields (grey bars) for alum coagulation, ferric sulfate (FS), intermediate ozonation (IO_3), powdered activated carbon (PAC), ion exchange (IX) and nanofiltration (NF). Statistically improved removals in comparison with alum according to results of a Mann-Whitney test ($p < 0.05$) are designated with a star over the bars representing the median values (n=6).

4.4.4 Coagulation (conventional treatment)

Conventional treatment efficiency with alum and FS proved to be highly variable. UVA_{254} was removed to a greater extent than DOC (Figure 4-1). This trend was expected as UVA_{254} is used as an indicator of the aromatic fraction of NOM which is readily removed by coagulation (Carrière et al., 2009). UVA_{254} and DOC removals by alum ranged from 34% (St-Lawrence) to 85% (Athabasca) and 26% (St-Lawrence) to 70% (Athabasca), causing effluent DBP concentrations to vary from 58 (St-Lawrence) to 203 (Souris) µg TTHM/L and from 23 (Mille-Îles) to 68 (Souris)

µg HAA5/L. Similarly, UVA_{254} and DOC removals by FS ranged from 30% (St-Lawrence) to 88% (Athabasca) and 13% (St-Lawrence) to 74% (Athabasca) respectively. This led to variation in effluent DBP concentrations from 43 (Athabasca) to 158 (Souris) µg TTHM/L and from 12 (St-Lawrence) to 101 (Souris) µg HAA5/L. When considering all source waters, no significant differences in DOC and UVA_{254} removal (Figure 4-1) ($p \geq 0.81$) or TTHM and HAA5 concentrations (Figure 4-2) ($p \geq 0.14$) were observed among both coagulation strategies. However, when considering individual source waters, FS outperformed alum in terms of TTHM generation in DOC-rich waters as the use of FS reduced treated water TTHMs by 29 ppb (40%) (Athabasca) and 44 ppb (22 %) (Souris) TTHM compared to alum. In terms of effluent HAA5 concentrations, the difference between alum and FS was always inferior to 10 ppb, which is not considered as a significant difference. Similarly, the difference in DOC and UVA_{254} removals between alum and FS was always lower than 10% except in the case of the Athabasca River, where FS resulted in a DOC removal slightly higher (13%) than the one obtained with alum. It must be stressed, moreover, that both coagulation strategies led to DOC concentrations higher than 2 mg/L (which is the threshold concentration suggested by the USEPA to ensure stage 1 regulatory compliance in terms of DBPs) for all source waters (Figure 4-2) even though they were close to this value in the case of Mille-Îles (Alum: 2.33 mg C/L, FS: 2.20 mg C/L), St-Lawrence (Alum: 2.18 mg C/L, FS: 2.58 mg C/L) and St-Maurice (Alum: 2.44 mg C/L, FS: 2.42 mg C/L). Conversely, the effluent DOC concentration in the case of Souris River was, for both coagulation strategies, as high as 7 mg C/L. TTHM yield of alum treated waters (Figure 4-3) exceeded those of FS treated waters by 19 to 33% except for the Mille-Iles River, where no difference was observed. In contrast, the impact of the coagulant type on HAA5 yield (Figure 4-3) proved to be site-specific. FS yielded significantly lower values in the case of St-Lawrence (60 % lower) and Athabasca Rivers (44% lower), while alum resulted in a 25% lower HAA5 yield for the St-Maurice River. Finally, FS yielded lower reactivity values (Figure 4-3) for St-Lawrence (62% lower) and Athabasca Rivers (38% lower).

The consistently lower THM yield obtained with FS reveals that FS is better suited than alum for lower molecular weight material removal (1-4 KDa) (Matilainen, 2007), namely for fulvic acids which are known to generate significant amounts of TTHMs (Krasner, 2001). Conversely, HAA5 precursor removal did not follow this trend. Observed removal efficiencies revealed to be highly site specific, and thus driven by the relative abundance of the different NOM fractions. These

observations are concurrent with previous studies which revealed that aluminium- and iron-based coagulants remove different types of DBP precursors (Tubic et al., 2013). Consequently, when using equimolar dosages under optimized coagulation conditions, observed performance variability among alum and FS cannot be assessed through bulk DOC analysis as this parameter lacks sensitivity to reflect DBP precursor removal efficiency. Hence this study reveals that optimized coagulation may, in some cases, result in DOC concentrations close to 2 mg/L. However, most importantly, this study reinforces the relevance of conducting treatability tests to accurately determine the most suitable coagulation strategy for DPB control.

4.4.5 Intermediate Ozonation

Overall, no significant differences either in terms of DOC ($p = 0.81$) or UVA_{254} ($p = 0.09$) removals (Figure 4-1) were observed between IO_3 and conventional treatment (alum coagulation). When considering individual source waters, IO_3 (0.5 mg O_3/mg DOC) had no impact on DOC removals whereas it slightly improved UVA_{254} removals in the case of the St-Lawrence, Yamaska, St-Maurice and Souris Rivers (13-21%). DBP-wise (Figure 4-2) IO_3 proved to be a significantly improved the performance of conventional treatment to reduce THM concentration ($p < 0.05$). Nevertheless, this conclusion could not be extended to HAA ($p = 0.17$). While significantly lower TTHM concentrations were observed for most waters, IO_3 only reduced HAA5 concentrations when applied on the Yamaska River as the treated water reduced HAA5 by 18 µg/L (34%) compared to alum treated water. Increasing the ozone dose from 0.5 to 1.0 mg O_3/mg DOC did not prove to be beneficial as it offered no additional UVA_{254} or DBP precursor removal (< 10%) and in some case generated greater DBP concentrations. In terms of DBP yield (Figure 4-3), IO_3 reduced the TTHM yield of most treated waters compared to alum (17%-38%) except for the Mille-Iles River. Similarly IO_3 reduced the HAA5 yield (19%-113%) of all investigated waters. However, the chlorine reactivity (Figure 4-3) was less sensitive to IO_3, as no differences were observed between alum and IO_3 treated waters in most cases. Consequently, UVA_{254} reflects the DBP yield of IO_3 treated waters better than chlorine reactivity.

The low UVA_{254} values obtained subsequent to IO_3 illustrate the ability of ozone to break down remaining aromatic structures and unsaturated carbon-carbon bonds of NOM in coagulated water (Singer et al., 2003). In most cases UVA254 values were lower than 0.035 cm^{-1}, a value that was

shown to be as a threshold for stage 1 DBP compliance (Edzwald & Kaminsky, 2009). Hence, the efficient cleavage of electron-rich sites may account for the low DBP yield values observed. Available results indicate that IO_3 is a more robust treatment process for DBP control than conventional treatment alone as in the framework of this study lower effluent DBP concentrations were observed for every investigated source waters. In summary, a dose of 0.5 mg O_3/mg DOC is better suited for all investigated waters, from both a DBP control and economic standpoints. Finally, one must keep in mind that superior DOC and UVA_{254} removals by IO_3 could be achieved if this process was followed by biological filtration. This would result in lower DBP concentrations and in more biologically stable waters (Singer et al., 2003).

4.4.6 Powdered Activated Carbon

Adding a recirculated PAC process to a conventional treatment largely improved NOM removal (Figure 4-1) and DBP control (Figure 4-2). In contrast with alum coagulation, additional DOC removals (15-33%) along with statistically lower DBP concentrations ($p<0.05$) were obtained while using a PAC age of 5 days (equivalent to a PAC consumption of 8.5 mg/L). In fact, the recirculated PAC process is the only technology that offered DOC concentrations below 2 mg/L for all tested waters (except Souris River), thereby facilitating regulatory compliance in terms of TTHM and HAA5. The resulting PAC treated water DBP yield (Figure 4-3) proved however to be highly site specific. TTHM yield was found to be inferior to that of alum-treated water in the case of the Athabasca (49%) and Souris Rivers (35%), while it proved to be higher in the case of the Yamaska (48%). HAA5 yield was found to be inferior to alum in the case of Yamaska (18%) and St-Maurice Rivers (35%), while it proved to be higher for the Athabasca (18%) and Mille-Iles Rivers (34%). Finally, treated waters from the Souris and Yamaska Rivers showed lower chlorine reactivity (Figure 4-3) than their alum-treated counterparts (Souris: 34%, Yamaska: 30%) while higher reactivity was observed in the case of Athabasca (49%) and Mille-Iles (39%).

These results suggest that coagulation and PAC adsorption are complementary in terms of NOM fractions removal. Coagulation tends to preferentially remove high-molecular-weight NOM (HMW-NOM), whereas PAC is better suited for the removal of low-molecular-weight NOM (LMW-NOM) (Szlachta & Adamski, 2009). LMW-NOM was found to be removed by PAC in the early stages of adsorption (<30 min), while HMW-NOM is removed at a substantially lower

rate because of slower diffusion through carbon pores (Najm et al., 1998). As a contact time of 12.25 minutes was used in this study on pre-coagulated water, it is likely that the gains in NOM removal are mostly due to relatively hydrophobic LMW-NOM adsorption onto PAC. The refractory LMW-NOM has been shown to mainly consist of polar, hydrophilic molecules and may still react with chlorine as increased reactivity was reported in some cases in this study, as well as in the literature (Krasner & Sclimenti, 2001). Further research is needed to best characterize recalcitrant LMW-NOM and to fully understand the cause of its increased reactivity. Adsorption onto PAC by means of the conditions retained in this study is therefore robust enough to provide, for most waters, the DOC concentrations required to meet DBP regulatory compliance. Nevertheless, the removal efficiency of DBP precursors of this process may be partially explained by the low PAC age. More research is needed to better determine the relation among PAC age and DBP precursor removal in order to optimize treatment efficiency and minimize operating costs.

4.4.7 Ion exchange resin

IX prior to coagulation (0.5 mL/L) induced a 20-60% reduction in the required alum dose (Table 4-2). When considering all source waters the additional gains in DOC and DBP precursor removals achieved by IX + alum treatment did not prove to be statistically significant ($p > 0.05$) compared to alum alone. Despite the low gains in NOM removals in comparison with alum, TTHM and HAA5 reductions (Figure 4-2) were found to be higher in several cases. Specifically, IX/alum-treated waters from St-Maurice and Athabasca Rivers showed higher TTHM precursor removals than their conventionally treated counterparts, which resulted in a reduction of 27 ppb (46%) TTHM for St-Maurice River and of 38 ppb (52%) TTHM for Athabasca River. Compared to alum, additional HAA5 precursor removals were obtained in the case of the Yamaska (reduction of 31 ppb or 60%), St-Maurice (reduction of 26 ppb or 51%) and Athabasca Rivers (reduction of 11 ppb or 46%). IX-treated water DBP yield (Figure 4-3) proved to be highly variable. Adding an IX pre-treatment to alum coagulation resulted in a reduction of the TTHM yield in the case of St-Maurice (18%) and Athabasca (44%), while the St-Lawrence and Yamaska Rivers yielded higher values (15% and 32% respectively). HAA5 yield proved to be inferior to that of conventional treatment in the case of Yamaska (36%), St-Maurice (24%) and Athabasca (37%), whereas it proved to be similar for the remaining waters. Lastly, IX had little impact on

the Cl_2 reactivity (Figure 4-3) as no significant differences were observed when compared to alum for most waters.

The fact that superior DOC removals were obtained with substantially lower alum dosages is in agreement with previous studies that demonstrated that coagulation and IX remove different NOM fractions (Singer & Bilyk, 2002). Coagulation preferentially removes more hydrophobic HMW-NOM whereas IX resins are best suited for the removal of highly charged, hydrophilic LMW-NOM (Bolto et al., 2002). Although PAC and IX resins are known to remove molecules of similar weights (Humbert et al., 2008), in this study, PAC adsorption outperformed IX due to the fact that a relatively low resin dose was used. As both the resin dose and PAC age influence the relative efficiency of both processes, this trend is only valid for the given experimental conditions. For instance, others authors have reported that with higher resin doses (6-8 mL/L) and different PAC dosages (4-40 mg fresh PAC/L), IX showed higher DOC removals (Humbert et al., 2008). These inconsistencies of both IX and PAC dosages explain the conflicting trends observed among the current investigation and previously reported data as these parameters govern the DOC removal capacity of both processes. Finally, this study demonstrates that the removal efficiency of DBP precursors by IX is site specific, and that for the given resin dose the best performances compared with alum alone were observed for the lower DOC waters (3-8 mg/L). Thus, for the reasons stated above, IX performance should always be interpreted while bearing in mind that its performance is related to the alum/IX optimization strategy.

4.4.8 Nanofiltration

Overall, NF proved to be substantially impacted by raw water DOC concentrations. Compared to conventional treatment, direct NF offered significantly greater DOC and UVA_{254} removals ($p < 0.05$) (Figure 4-1), but offered similar filtered effluent TTHM ($p = 0.22$) and HAA5 concentrations ($p = 0.06$) (Figure 4-2). NF offered the highest DOC removal for all investigated source waters except the Athabasca River where it was outperformed by the recirculated PAC process. Despite the fact that NF generally offered superior NOM removal, the permeate DOC concentrations were as high as 3 mg C/L for Athabasca and Souris Rivers as opposed to less than 1 mg C/L for the other investigated source waters. Recirculated PAC outperformed NF when used on the Athabasca River (NF: 77%, PAC: 86%) and offered a similar performance when used

on the Souris River (NF: 78%, PAC: 80%). Nevertheless, NF revealed to be, along with recirculated PAC, the best treatment alternative for HAA5 precursor removal as all permeate HAA5 concentrations were relatively low (2-40 µg/L). In contrast, TTHM precursor removal proved to be site specific. Of the tested technologies, NF offered the best TTHM precursor removal for the St-Lawrence, St-Maurice, Yamaska and Mille-Iles Rivers but resulted in high TTHM concentrations in the case of the Athabasca (104 µg/L) and the Souris Rivers (121 µg/L). Thus, even if permeate DOC concentrations were lower than for PAC-treated waters, it did not always result in lower THM concentrations. For instance, TTHM concentration of the Souris River water was lower when treated with PAC (63 µg/L). In addition, permeate TTHM yield of NF treated waters (Figure 4-3) was found to be lower than that of alum-treated waters in the case of Mille-Iles (26%) and St-Lawrence (86%), while higher values were obtained for the Athabasca (108%) and Souris Rivers (44%). Similarly, nanofiltration of the Athabasca and Souris Rivers resulted in higher HAA5 yields (70%, and 30%, respectively) (Figure 4-3). In comparison with alum coagulation, direct NF of St-Maurice and Yamaska waters resulted in similar TTHM and lower HAA5 yields (St-Maurice: 97%, Yamaska: 46%). Finally, chlorine reactivity (Figure 4-3) proved to be higher than that obtained with conventional treatment for all investigated waters (11-39%).

The results of this work are concurrent with previous studies which reported similar DOC removals while using NF270 (68-99%) (de la Rubia et al., 2008; Park et al., 2005). Despite the attempt to stir the boundary layer on the membrane surface by means of concentrate recirculation, concentration-polarization seems to occur to such an extent that diffusion of NOM across the membrane was amplified in the case of the Athabasca and Souris Rivers (Schäfer et al., 2004) due to their high NOM content. Therefore, direct NF may not be suited for such high levels of organics. The significance of this probable leakage of NOM due to extensive concentrations-polarization when treating DOC-rich waters is portrayed by the highest reactivity assessed in the framework of this study. It is hypothesized that some fulvic acids may have diffused through the membrane and therefore increased permeate reactivity. This suggests that the NOM fraction which diffused through the membrane was more reactive than the NOM residual left in alum/PAC treated waters. Nevertheless, NF used in direct filtration conditions was still the most efficient process to treat low to commonly-occurring DOC concentrations (3-8 mg/L). Conversely, when used to treat DOC-rich waters (> 13-15 mg/L), NF operating conditions

(especially recovery rate and cross-flow velocity) may need to be revisited to minimize the impact of concentration-polarization.

4.5 CONCLUSIONS

This study evaluated DBP precursors removal efficiencies of alum and FS coagulation, IO_3, PAC, IX and NF but also assessed the impact of source water quality on process performance using six source waters.

- Recirculated PAC used on pre-coagulated water was the only process to provide sufficient DBP precursor removals to meet regulatory compliance criteria for all investigated source waters.
- The use of nanofiltration under direct filtration conditions, while being the most efficient process for low- to commonly encountered DOC concentrations in Canada, offered insufficient performance in DOC-rich waters (13-15 mg C/L), thereby highlighting the need to revisit operating conditions to minimize concentration-polarization.
- IX and IO_3 offered DBP precursor removal to a lesser extent than nanofiltration and recirculated PAC. Increasing ozone dosage from 0.5 to 1 mg O_3/mg DOC either resulted in similar or even greater DBP formation. The use of a low resin dosage (0.5 mL/L) resulted in a substantial reduction in coagulant dosage (20-60%).
- FS outperformed alum in terms of DBP precursor removals when used DOC-rich waters, but was outperformed by alum when used in low-DOC waters (≈ 3 mg/L).

In conclusion results of this investigation highlight the relevance of conducting treatability tests to determine the best DBP control technology for a given source water quality. Further work should consider characterizing the NOM present in both source and treated waters to better understand the mechanisms involved. Such knowledge would facilitate the comparison of different technologies as well as the identification of the most suitable DBP control strategy for a given source water.

4.6 ACKNOWLEDGEMENTS

Authors acknowledge the financial support of the NSERC Industrial Chair on Drinking Water and its industrial partners namely the City of Montreal, John Meunier Inc. and the City of Laval. They also wish to thank the Chair's personnel for their technical assistance in the laboratory work.

CHAPITRE 5 ASPECTS MÉTHODOLOGIQUES ET RÉSULTATS COMPLÉMENTAIRES : ANALYSE ÉCONOMIQUE

Ce chapitre, qui concerne l'objectif 3 du présent projet, présente une analyse économique comparative des cinq solutions alternatives de traitement ayant fait l'objet du précédent chapitre, ainsi que du cas de base que représente le traitement conventionnel utilisant l'alun. Le principal objectif de ce chapitre est de déterminer les coûts associés à une réduction donnée de la concentration des THM et des AHA à l'eau traitée par le biais de l'estimation des coûts d'investissement en capital et des coûts d'opération et de maintenance.

5.1 Type d'estimation économique

Le choix du type d'estimation économique constitue la première étape du processus d'analyse économique; la nature de la méthode d'estimation des coûts utilisée en est tributaire. On définit cinq types d'analyses économiques, dont le Tableau 5-1 présente les caractéristiques essentielles.

Tableau 5-1 : Caractéristiques des principaux types d'analyses économiques

Type d'analyse	Caractéristiques	Niveau de précision probable	Référence
Évaluation d'ordre de grandeur	Ne requiert que la capacité de l'usine projetée	> 30%	(Peters & Timmerhaus, 1991)
	Basée sur les données économiques de projets similaires (calcul de ratios)		
Évaluation de préfaisabilité (d'étude)	Permet de choisir entre différentes options	Jusqu'à ± 30%	
	Basée sur les données associées aux équipements majeurs		
Évaluation de faisabilité (pour autorisation)	Permet de déterminer le budget à allouer à l'évaluation	±20%	
Évaluation définitive (de contrôle)	Permet d'effectuer un contrôle des résultats avant la divulgation de l'évaluation officielle	±10%	
	Basée sur des données quasi-complètes, seuls les plans finaux et les devis sont exclus		
Évaluation détaillée	Permet d'obtenir le coût du projet « clé en main »	±5%	
	Requiert la conception détaillée de tous les équipements et les devis		

En considérant l'objectif principal du présent projet, qui impose la comparaison de différentes technologies d'abattement des précurseurs de sous-produits organochlorés, le type d'analyse économique le plus approprié est l'étude de préfaisabilité. Ce choix étant fait, les montants associés aux coûts d'investissement en capital et d'opération, qui seront calculés plus loin dans ce chapitre, correspondront approximativement à plus ou moins 30% des sommes qui seront effectivement déboursées pour chaque technologie.

5.2 Choix des méthodes d'estimation des coûts

5.2.1 Méthode d'estimation des coûts d'investissement en capital

Une fois le type d'analyse choisie, la seconde étape consiste à choisir la méthode d'estimation des coûts d'investissement en capital qui représentent les coûts nécessaires au développement et à la fourniture des installations de traitement et auxiliaires de l'usine (Peters & Timmerhaus, 1991). Dans le cadre d'une évaluation de préfaisabilité, la méthode préconisée est celle estimant les différents éléments des coûts d'investissement en capital à partir des valeurs des coûts de fourniture d'équipements. Les coûts des équipements majeurs (bassins de coagulation, décanteurs, filtres, etc.) doivent être, autant que possible, obtenus des fournisseurs, car les données obtenues directement des fournisseurs impliqués sont considérées comme étant les plus fiables (Peters & Timmerhaus, 1991). Ainsi, dans le cadre de la présente étude, tous les coûts d'équipements majeurs nécessaires à l'analyse ont été fournis par les fournisseurs impliqués dans la commercialisation des technologies à l'étude (John Meunier, Inc. et Orica Watercare North America). La méthode utilisée vise à estimer les coûts de l'ensemble d'une usine intégrant l'une ou l'autre des solutions alternatives étudiées. Conceptuellement, cette méthode associe à chaque élément des coûts d'investissement en capital, dont une liste est présentée au Tableau 5-2, un pourcentage de la somme des coûts de fourniture d'équipements majeurs et auxiliaires. La valeur estimée d'un élément donné peut donc être calculée en multipliant le coût des équipements fournis par le pourcentage lui étant associé. Le choix de la valeur du pourcentage à attribuer à chaque élément dépend de plusieurs facteurs, dont les principaux sont l'expérience (information tirée de projets de nature et de capacité similaires), le type de procédé (traitement de solides, de liquides ou d'un mélange solide-liquide), le type de projet (construction d'une nouvelle usine ou mise à niveau d'une usine existante), la complexité du procédé et les matériaux de construction

requis (Peters & Timmerhaus, 1991). Dans le cas précis des procédés de traitement des eaux, sensiblement différents des procédés chimiques conventionnels, les pourcentages présentés au Tableau 5-2, recommandés par l'AWWA (2012), ont été retenus. Ces pourcentages s'appliquent au cas de la mise à niveau d'une usine existante et non au cas de la construction d'une nouvelle usine.

Tableau 5-2 : Pourcentages des coûts de fourniture d'équipements (majeurs + auxiliaires) retenus pour l'analyse des coûts d'investissement en capital (applicables au cas de la mise à niveau d'un procédé existant).

	% du coût de fourniture d'équipement	**Référence**
Installation	50	AWWA (2012)
Instrumentation et contrôles	20	
Tuyauterie	65	
Électricité	10	
Bâtiments (+ services)	20	
Aménagement du terrain	10	
Installations de service	70	
Ingénierie et supervision	35	
Gestion et frais généraux	40	
Contingences	20	
TOTAL	**340**	

Il est à noter que la série pourcentages présentée au Tableau 5-2 a été attribuée à toutes les technologies évaluées. Ainsi, l'estimation des coûts d'investissement en capital repose sur l'hypothèse que les cinq alternatives à l'étude sont similaires en termes de complexité et de

matériaux de construction requis. En effet, Peters et Timmerhaus (1991) considèrent que le facteur ayant l'effet le plus significatif sur les pourcentages est le type de procédé considéré. Or, comme les cinq alternatives sont identiques de ce point de vue, du fait qu'elles n'impliquent qu'une unique phase liquide, aucune variation des pourcentages n'a été considérée d'une technologie à l'autre.

5.2.2 Méthode d'estimation des coûts d'opération et de maintenance

Les coûts d'opération et de maintenance représentent les dépenses courantes associées à l'exploitation de l'usine. Dans le cadre de ce projet, la valeur des coûts d'opération et de maintenance a été calculée comme la somme coûts associés à l'énergie et aux produits chimiques. En effet, on exclut habituellement, dans ce type d'évaluation, les coûts de main d'œuvre, qui sont souvent fixes et préexistants, tout en portant le gros de l'intérêt pour l'énergie et les produits chimiques. Les coûts de l'énergie et de tous les produits chimiques impliqués dans les différentes alternatives ayant été fournis par John Meunier Inc. et Orica Watercare, cette méthode est relativement simple d'utilisation. L'évaluation des coûts d'opération et de maintenance a été effectuée sur une période de 20 ans. La valeur actuelle nette pour chacune des 20 années est calculée en utilisant une valeur de taux d'intérêt de 4.9%, valeur recommandée par John Meunier Inc. Les coûts d'opération et de maintenance ont été estimés pour chacune des six sources d'eau brute étudiées en laboratoire, le type d'eau brute utilisée ayant une influence considérable sur plusieurs paramètres, au premier rang desquels figurent les quantités de produits chimiques utilisées pour le traitement.

5.3 Définition des bases de calcul

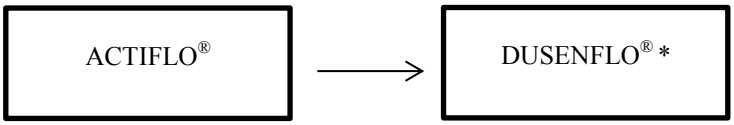
5.3.1 Capacité d'usine considérée

L'analyse économique sera effectuée pour chaque solution alternative en considérant un débit de conception de 30 000 m^3/d (pour l'estimation des coûts d'investissement en capital) et un débit d'opération de 20 000 m^3/d (pour l'estimation des coûts d'opération et de maintenance et de maintenance). Ces valeurs sont représentatives d'une part significative des usines ciblées pour la vente du procédé ACTIFLO®.

5.3.2 Description des filières de traitement considérées

La Figure 5-1 présente les filières considérées pour l'analyse économique.

Filière ACTIFLO® :



Filière Inter-ozonation :

Filière ACTIFLO® Carb :

Filière MIEX® :

Filière NF270™ :

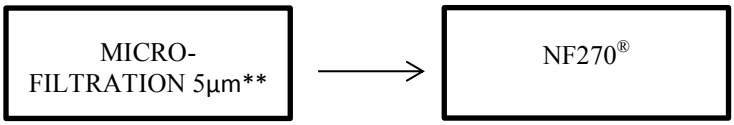


Figure 5-1: Description des filières de traitement considérées pour l'analyse économique

* Filtre sable et anthracite

** Les filtres de microfiltration sont autonettoyants.

5.4 Estimation des coûts d'investissement en capital

Les tableaux B-1 à B-5 de l'annexe B présentent les principaux paramètres de conception et d'opération (dimension, capacité, dosages de produits chimiques, nombre d'unités, etc.) utilisés

pour l'estimation des coûts dans le cas des équipements majeurs. Le Tableau 5-3 présente les valeurs de ces coûts, obtenues des différents fournisseurs concernés par le projet.

Tableau 5-3: Coût de fourniture des équipements majeurs de chaque solution alternative pour un débit de conception de 30000 m^3/d

	ACTIFLO®	**Inter-ozonation**	**ACTIFLO®Carb**	**MIEX®**	**NF270™**
Bassins (M$): **Coagulation** **Floculation** **Décantation**	0,94(1)	0,94(1)	2,03(1)	0,94(1)	N/A
Filtres à sable et anthracite (M$)	1,06(1)	1,06(1)	1,06(1)	1,06(1)	N/A
Produits chimiques (M$)	0,25(1)	0,25(1)	0,58(1)	0,25(2)	N/A
Système de production d'ozone (M$)	N/A	1,98(1)	N/A	N/A	N/A
Réacteur MIEX® (M$)	N/A	N/A	N/A	2.25(2)	N/A
Système de nanofiltration (M$)	N/A	N/A	N/A	N/A	6,93(1)
Total (M$)	2,25	4,23	3,67	4,50	6,93

(1) Référence : John Meunier Inc.

(2) Référence : Orica Watercare Inc.

Les coûts présentés au Tableau 5-3 excluent l'installation, la tuyauterie et tout le génie civil requis. La valeur de ces éléments, ainsi que d'autres, sont présentés au Tableau 5-4, qui présente un fractionnement détaillé des coûts d'investissement en capital ainsi que la valeur monétaire associée à chaque élément. Tel que mentionné plus haut, le coût de chaque élément est représenté comme un pourcentage du coût de fourniture d'équipement total.

Tableau 5-4: Fractionnement des coûts d'investissement en capital de chaque solution alternative à partir des coûts de fourniture des équipements pour un débit de conception de 30000 m^3/d

	% du coût de fourniture d'équipement	ACTIFLO® (M$)	Inter-ozonation (M$)	ACTIFLO® Carb (M$)	MIEX® (M$)	NF270™ (M$)
Fourniture d'équipements (majeurs)	-	2,25	4,23	3,66	4,50	6,93
Installation	50	1,13	2,12	1,83	2,25	3,47
Instrumentation et contrôles	20	0,45	0,85	0,73	0,90	1,39
Tuyauterie	65	1,46	2,75	2,38	2,93	4,51
Électricité	10	0,23	0,42	0,37	0,45	0,69
Bâtiments (+ services)	20	0,45	0,85	0,73	0,90	1,39
Aménagement du terrain	10	0,23	0,42	0,37	0,45	0,69
Installations de service	70	1,58	2,96	2,56	3,15	4,85
Ingénierie et supervision	35	0,79	1,48	1,28	1,58	2,43
Gestion et frais généraux	40	0,45	0,85	0,73	0,90	1,39
Contingences	20	0,90	1,69	1,47	1,80	2,77
Total	**340**	**9,90**	**18,6**	**16,1**	**19,8**	**30,5**

Les résultats présentés au Tableau 5-4 sont représentatifs de la mise à niveau d'une usine existante et non de la construction d'une nouvelle usine, tel que mentionné plus haut. Ils montrent que la nanofiltration présente les coûts les plus élevés et le sulfate ferrique, les coûts les moins élevés alors que les trois autres technologies présentent des coûts d'investissement similaires. Néanmoins, les coûts d'opération, qui font l'objet de la prochaine section, ainsi que les performances de réduction des SPD pour chaque type d'eau étudié auront un impact sur ce classement.

5.5 Estimation des coûts d'opération et de maintenance et calcul des coûts totaux

L'estimation des coûts d'opération et de maintenance et de maintenance étant ici basée sur le coût des produits chimiques, le choix des valeurs à leur attribuer est d'une importance capitale. Le Tableau 5-5 présente les valeurs, obtenues des fournisseurs, des coûts unitaires des produits chimiques impliqués dans les technologies à l'étude. Par ailleurs, les doses de produits chimiques retenues pour les calculs correspondent aux doses optimales déterminées lors des essais de traitement.

Tableau 5-5: Coût des produits chimiques considérés pour l'analyse économique

	Coût unitaire	**Référence**
Alun (4,3% Al p/p)	0.48$/kg sec	John Meunier Inc.
Sulfate ferrique (12% Fe p/p)	0.72$/kg liquide	John Meunier Inc.
Polymère	9$/kg	John Meunier Inc.
Micro-sable	0.85$/kg	John Meunier Inc.
CAP	3$/kg	John Meunier Inc.
Électricité	0.06$/kWh	Hydro-Québec
Oxygène liquide (LOX)	0.11$/kg	Usine de la rivière des Mille-Îles
Azote	0.43$/$Nm^3$	Usine de la rivière des Mille-Îles
MIEX®	15$/L	Orica Watercare
Régénérant MIEX® (NaCl)	150/Mt	Orica Watercare
Membranes NF	220 000$/an	John Meunier Inc.
Membrane MF (5µm)	8 400$/an	John Meunier Inc.

Le Tableau 5-6 présente un exemple d'application de la méthode d'estimation précédemment décrite pour le cas de la rivière des Mille-Îles. Les coûts associés à l'énergie (à l'exception de la production d'ozone, dont le calcul est détaillé à l'annexe B) et aux produits chimiques ont été directement obtenus de John Meunier Inc. pour le débit d'opération considéré (20 000 m^3/d) et les doses optimales de produits chimiques déterminées en laboratoire pour cette eau. Les résultats associés aux autres sources d'eau brute sont présentés au Tableau 5-7. Ces résultats ont été obtenus en considérant les doses de produits chimiques optimales retenues lors des essais de traitement. L'énergie, à l'exception de celle requise pour la production d'ozone, a été considérée constante d'un type d'eau à l'autre.

Tableau 5-6 : Estimation des coûts d'opération et de maintenance actualisés sur 20 ans à un taux de 4,9% pour un débit d'opération de 20 000 m^3/d pour le cas de la rivière des Mille-Îles

	ACTIFLO® **(Cas de base)**	**ACTIFLO®** **(Sulfate ferrique)**	**Inter-ozonation**	**ACTIFLO® Carb**	**MIEX®**	**NF270™**
Coût des produits chimiques (M$)	0,43	0,47	0,47	0,65	0,41	0,23
Coût de l'énergie (M$)	0,020	0,020	0,032	0,046	0,025	0,094
Coûts d'opération et de maintenance annuels (M$)	0,45	0,49	0,50	0,70	0,44	0,32
Valeur actuelle nette (20 ans) @ 4,9%	13,59	13,59	13,59	13,59	13,59	13,59
Coûts d'opération et de maintenance actualisés (M$)	6,2	6,7	6,7	9,4	5,8	4,4

Tableau 5-7 : Coûts d'opération et de maintenance totaux actualisés sur 20 ans à un taux de 4,9% pour chacune des sources d'eau brute à l'étude

	Coûts d'opération et de maintenance actualisés sur 20 ans @ 4,9% (M$)					
	ACTIFLO® (cas de base)	**ACTIFLO® (sulfate ferrique)**	**Inter-ozonation**	**ACTIFLO® Carb**	**MIEX®**	**NF270™**
Mille-Îles	6,2	6,7	6,7	9,4	5,8	4,4
Fleuve St-Laurent	2,7	3,0	3,3	5,7	2,7	4,4
Rivière Yamaska	7,1	7,8	7,9	10,5	5,8	4,4
Rivière St-Maurice	4,7	5,0	5,2	7,8	4,9	4,4
Rivière Athabasca	16,5	18,1	17,3	20,8	14,7	4,4
Rivière Souris	17,4	19,2	18,7	21,9	13,7	4,4

Au vu des données présentées au Tableau 5-7, la qualité de l'eau brute a un effet significatif sur les coûts des procédés (à l'exception de la nanofiltration), qui est dû à la variation des doses de produits chimiques utilisés. En effet, une eau brute présentant une concentration de COD de 15 mg/L, telle que l'eau de la rivière Souris, par exemple, requiert beaucoup plus de coagulant que l'eau du fleuve St-Laurent, dont la concentration de COD ne dépasse pas 3 mg/L. Par ailleurs, les coûts associés à la nanofiltration sont identiques pour chaque type d'eau. Ceci vient du fait que l'on a considéré exactement les mêmes conditions d'opération pour tous les cas (vitesse

tangentielle, flux de filtration et pression d'opération). En réalité, une optimisation de ces paramètres en fonction du type d'eau à traiter devrait être effectuée par le biais d'essais pilotes. Néanmoins, il a été estimé qu'un tel niveau de précision débordait du cadre d'une étude de préfaisabilité. L'effet de la qualité de l'eau est discuté en détails au chapitre 6.

Le Tableau 5-8 présente les coûts totaux, soit la somme des coûts d'investissement en capital et des coûts d'opération et de maintenance, associés à chaque technologie pour chacune des sources d'eau brute à l'étude.

Tableau 5-8 : Coûts totaux actualisés sur 20 ans à un taux de 4,9% pour chacune des sources d'eau brute à l'étude

	Coûts totaux actualisés sur 20 ans @ 4,9% (M$)					
	ACTIFLO® (cas de base)	**ACTIFLO® (sulfate ferrique)**	**Inter-ozonation**	**ACTIFLO®Carb**	**MIEX®**	**NF270™**
Mille-Îles	16,1	16,6	25,4	25,6	25,6	34,9
Fleuve St-Laurent	12,6	12,9	21,9	21,8	22,5	34,9
Rivière Yamaska	17,0	17,7	26,5	26,6	25,6	34,9
Rivière St-Maurice	14,6	14,9	23,9	23,9	24,7	34,9
Rivière Athabasca	26,4	28,0	35,9	36,9	34,5	34,9
Rivière Souris	27,3	29,1	37,3	38,0	33,5	34,9

Dans la majorité des cas, les coûts totaux associés au cas de base demeurent significativement plus faibles que les coûts des autres alternatives puisqu'ils sont plus de 30% inférieurs aux coûts des autres procédés, tout comme le sont les coûts de l'ozonation, de l'ACTIFLO® Carb et du procédé MIEX® par rapport au coût du traitement conventionnel. Par contre, l'augmentation des coûts associés aux produits chimiques dans le cas des rivières Athabasca et Souris contribuent à la parité des coûts totaux entre la nanofiltration et les autres procédés dans ces deux cas. Néanmoins, les coûts totaux ne représentent qu'un aspect de la valeur de chaque alternative. Afin de pouvoir effectuer un classement qui tienne compte à la fois des coûts qu'elle engendre et de sa performance d'abattement des précurseurs de sous-produits organochlorés, il peut être commode de représenter les données relatives à l'enlèvement et aux coûts totaux sur un même graphe. La section suivante présente de tels graphes.

5.6 Comparaison des technologies basée sur les coûts totaux et la performance

Les figures 5-2 et 5-3 présentent respectivement les concentrations de THMT et de AHA5 en fonction des coûts totaux. Ces figures sont essentiellement divisées en quatre sections, soit celle comprenant les procédés aux coûts relativement faibles et relativement peu efficaces, aux coûts relativement élevées et relativement efficaces, aux coûts relativement faibles et relativement efficaces et aux coûts relativement élevés et relativement peu efficaces. Ce couple de qualificatifs a été attribué pour chaque procédé (total de 6) et pour chaque type d'eau (total de 6), ce qui fait que chaque graphe compte 36 points. La ligne verticale qui détermine la limite entre un coût relativement faible et un coût relativement élevé est la médiane de l'ensemble des 36 coûts évalués, qui correspond à une valeur de 26,1 M$. La ligne pleine horizontale représente quant à elle une concentration équivalant à 80% de la norme provinciale dans le cas des THMT (64 ppb) et à 50% de la norme provinciale concernant les AHA5 (30 ppb dans le cas des AHA5). Ces facteurs de sécurité ont été appliqués afin de tenir compte du pourcentage d'erreur attribué aux méthodes de mesure des concentrations de SPD. La zone cible, c'est-à-dire la zone du graphe dans laquelle la technologie idéale devrait se retrouver, est *de facto* celle où les coûts sont relativement faibles et où les performances sont relativement élevées (section à gauche de la médiane, comprise en l'axe des abscisses et la ligne horizontale représentant le facteur de sécurité. En effet, suivant les pourcentages d'erreurs attribués aux concentrations de THMT et de

AHA5, les valeurs situées en-deçà de la ligne horizontale peuvent, avec un degré de certitude raisonnable, être considérées égales ou inférieures à la norme provinciale. La présente section présente une analyse détaillée des résultats des figures 5-2 et 5-3.

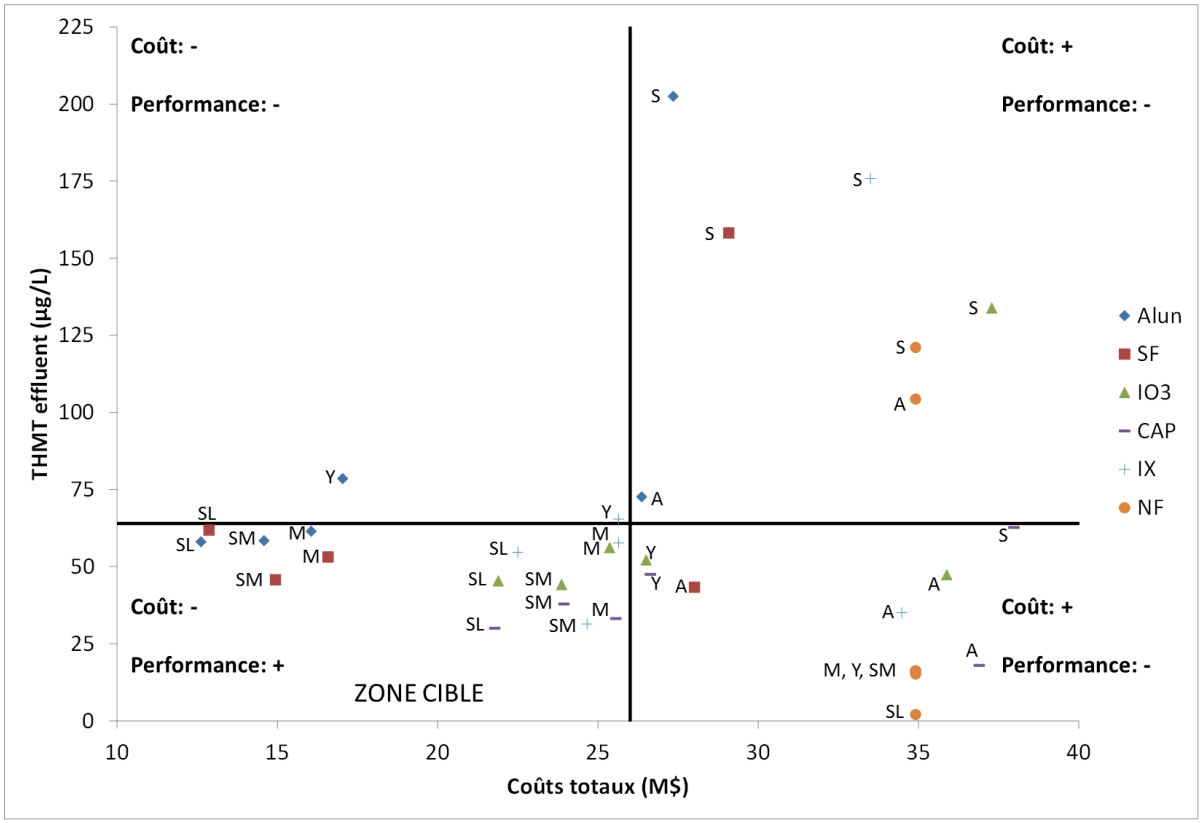


Figure 5-2 : Classement du cas de base et des alternatives (alun, sulfate ferrique (SF), IO_3 (inter-ozonation), CAP (couplage coagulation-CAP recirculé), IX (couplage échange d'ions-coagulation) et NF (nanofiltration)) en fonction de leurs coûts totaux et de la concentration de THMT obtenue à l'effluent. Les lettres associées aux points représentent les cours d'eau étudiés, soit la Rivière des Mille-Îles (M), le Fleuve St-Laurent (SL), la Rivière Yamaska (Y), D) la Rivière St-Maurice (SM), la Rivière Athabasca (A) et la Rivière Souris (S). Deux lignes se coupent perpendiculairement ; la ligne verticale correspond à la médiane des coûts totaux (26,1 M$), alors que la ligne horizontale représente 80% de la valeur de la norme provinciale (64 ppb).

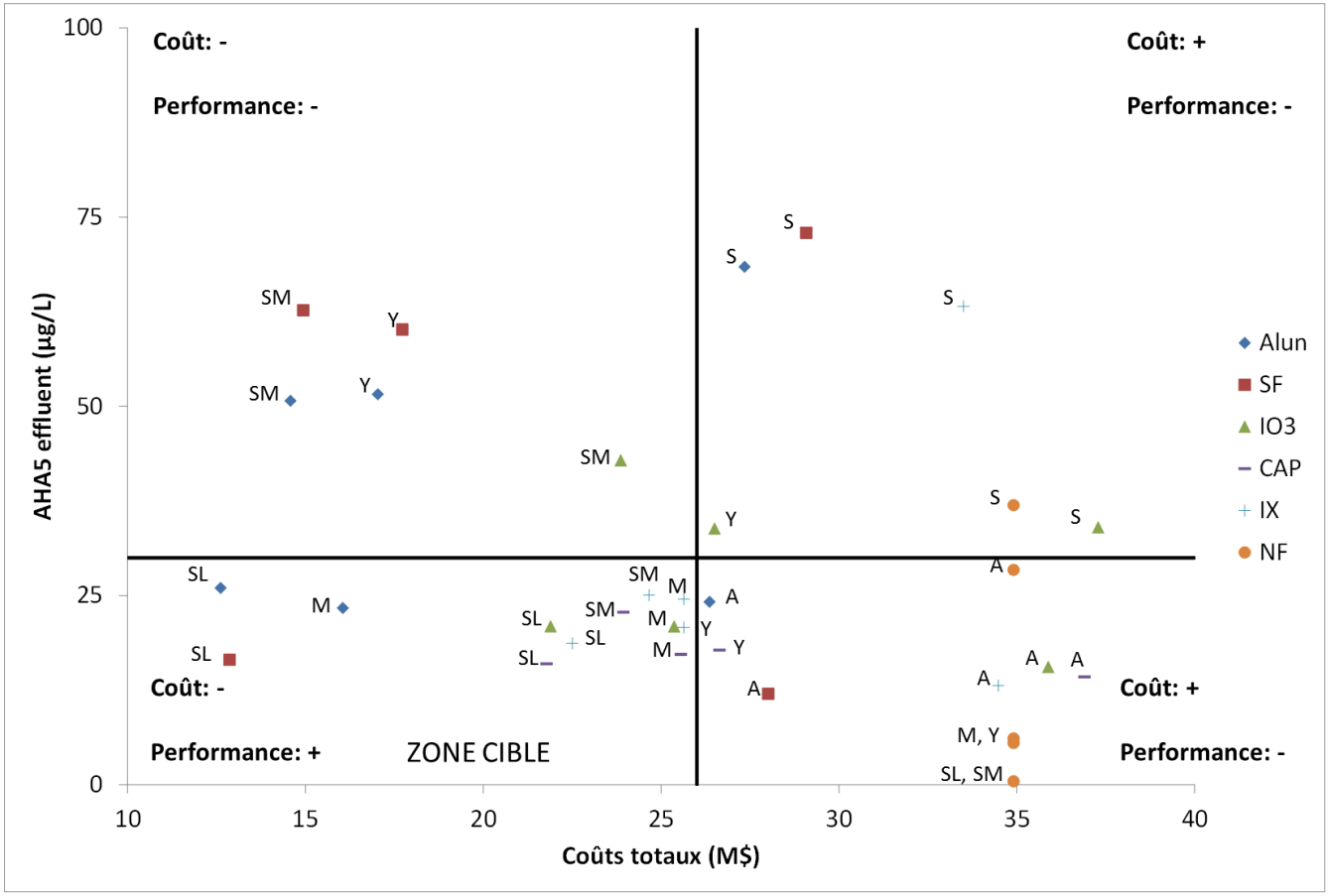


Figure 5-3: Classement du cas de base et des alternatives (alun, sulfate ferrique (SF), IO_3 (inter-ozonation), CAP (couplage coagulation-CAP recirculé), IX (couplage échange d'ions-coagulation) et NF (nanofiltration)) en fonction de leurs coûts totaux et de la concentration de AHA5 obtenue à l'effluent. Les lettres associées aux points représentent les cours d'eau étudiés, soit la Rivière des Mille-Îles (M), le Fleuve St-Laurent (SL), la Rivière Yamaska (Y), D) la Rivière St-Maurice (SM), la Rivière Athabasca (A) et la Rivière Souris (S). Deux lignes se coupent perpendiculairement ; la ligne verticale correspond à la médiane des coûts totaux (26,1 M$), alors que la ligne horizontale représente 50% de la valeur de la norme provinciale (30 ppb).

5.6.1 Rivière des Mille-Îles

Le traitement au CAP recirculé couplé au traitement conventionnel est le seul, dans le cas de la rivière des Mille-Îles, à avoir généré des concentrations se retrouvant dans la zone cible pour les THMT et les AHA5. Cette technologie est donc, dans le cadre de cette étude, la plus apte à réduire efficacement la concentration de SPD à l'effluent de la rivière des Mille-Îles. Les procédés d'échange d'ions et d'ozonation ainsi que le cas de base ont également intégré la zone cible dans le cas des AHA5, mais pas dans le cas des THMT. Il convient toutefois de rappeler que les conditions de chloration étaient conservatrices par rapport à celles qui prévalent en usine, et qu'elles favorisaient davantage la formation de THMT que de AHA5. Il serait donc déraisonnable d'affirmer que ces procédés ne peuvent être utilisés pour le traitement de l'eau de la rivière des Mille-Îles. Ils sont seulement, dans le cadre des conditions d'opérations retenues, moins performants que le traitement au CAP recirculé. Pour sa part, le procédé de nanofiltration, bien qu'ayant généré les concentrations les plus faibles, s'est révélé beaucoup plus coûteux que les autres alternatives, ce qui diminue d'autant l'intérêt de cette alternative. Par ailleurs, les résultats obtenus pourraient potentiellement surestimer ceux qui seraient obtenus en usine, car le taux de récupération qui prévalait lors des essais n'était que de 40%.

5.6.2 Fleuve St-Laurent

Dans le cas du fleuve St-Laurent, l'ensemble des technologies, à l'exception de la nanofiltration, ont généré des concentrations de THMT et de AHA5 se situant dans la zone cible. Ceci peut en partie être expliqué par les faibles quantités de produits chimiques utilisées par rapport aux autres eaux étudiées. Néanmoins, comme toutes les technologies satisfont au critère de performance de traitement, le discriminant sera la valeur des coûts totaux. Ainsi, le traitement conventionnel utilisant l'alun est le procédé qui, tout en permettant un traitement adéquat, engendre les coûts totaux les plus faibles. C'est donc cette technologie qui représente le meilleur compromis coût/performance dans le cadre de cette étude pour le traitement de l'eau du fleuve St-Laurent. D'autre part, la nanofiltration directe, bien que beaucoup plus coûteuse que les autres technologies, est ici potentiellement recommandable au vu des performances exceptionnellement élevées observées en laboratoire par rapport au cas de base (TTHM : -97%; AHA5 : -100%). En effet, l'eau du fleuve St-Laurent telle que traitée dans le cadre de ce projet possède des propriétés

qui se rapprochent davantage d'une eau décantée typique que d'une eau brute moyenne du Québec en termes de COD (≈ 3 mg/L). Gorenflo et al. (2002) ont étudié la performance de réduction des précurseurs de SPD par nanofiltration sur différents taux de récupération (6-85%). Or, l'eau utilisée par ces auteurs, qui est une eau préalablement traitée (traitement conventionnel), présente des caractéristiques similaires à l'eau du fleuve St-Laurent, notamment en termes de COD. Ces auteurs ont déterminé que le taux de récupération n'avait pas d'influence sur l'enlèvement de la MON. Il est donc possible que cela soit le cas également pour l'eau du fleuve St-Laurent. Néanmoins, des essais devront être réalisés à des taux de récupération supérieurs à 40% pour s'en assurer.

5.6.3 Rivière Yamaska

Dans le cas de la rivière Yamaska, le traitement conventionnel s'est révélé insuffisant en termes de réduction des THMT et de AHA5, tout comme la conversion au sulfate ferrique. Comme dans le cas de la rivière des Mille-Îles, la nanofiltration, en dépit de bonnes performances, est beaucoup plus coûteuse que les autres alternatives étudiées. Parmi les trois technologies restantes, l'inter-ozonation a généré des concentrations de AHA5 plus de 50% plus élevées que celles générées par l'échange d'ions et l'adsorption sur CAP. Et parmi ces deux dernières technologies, qui présentent des coûts totaux quasi-similaires, l'adsorption sur CAP présente l'avantage d'être en mesure d'enlever les micropolluants plus efficacement que toute autre alternative considérée dans cette étude. C'est donc l'adsorption sur CAP recirculé qui est recommandée pour le traitement de l'eau de la rivière Yamaska dans le cadre de cette étude. L'échange d'ions pourrait néanmoins être utilisé en cas de faible teneur de l'eau brute en micropolluants.

5.6.4 Rivière St-Maurice

La tendance observée dans le cas de la rivière St-Maurice est similaire à celle décrite pour la rivière Yamaska. Encore ici, le traitement conventionnel et la conversion au sulfate ferrique ne se sont révélés efficaces que pour la réduction des THMT. Le même constat peut être fait pour l'inter-ozonation, dont la concentration de AHA5 à l'effluent semble trop près de la valeur seuil en vertu du pourcentage d'erreur associé à cette valeur. C'est donc encore une fois l'échange d'ions et l'adsorption sur CAP qui demeurent les solutions à recommander, puisqu'elles ont montré des résultats similaires en termes de THMT et de AHA5 à l'effluent, tout en présentant

des coûts similaires. La performance accrue de l'échange d'ions peut être due en partie à la très faible alcalinité de l'eau brute, puisqu'une eau faiblement alcaline contient moins d'ions carbonate et bicarbonate, qui peuvent entrer en compétition avec la matière organique pour les sites d'échange à la surface des billes de résine. Néanmoins, tel que mentionné précédemment, le CAP présente toujours l'avantage d'un meilleur enlèvement des micropolluants.

5.6.5 Rivière Athabasca

La rivière Athabasca, de par sa concentration de COD élevée, a engendré une consommation accrue de produits chimiques. Par conséquent, les coûts totaux de toutes les technologies, incluant le cas de base, sont supérieurs à la médiane des coûts, évaluée à 26,1 M$. Le traitement conventionnel, bien qu'efficace pour la réduction des AHA5, a généré un effluent jugé trop riche en THMT puisque la concentration obtenue n'était pas significativement inférieure à la norme de 80 µg/L. Par ailleurs, les figures 5-2 et 5-3 montrent que la conversion au sulfate ferrique est le procédé qui présente, outre des résultats de réduction de SPD satisfaisants, les coûts totaux les plus faibles parmi toutes les alternatives à l'étude. C'est donc cette technologie qui est recommandée pour le traitement de l'eau de la rivière Athabasca.

5.6.6 Rivière Souris

L'eau de la rivière Souris, de par la nature de la MON qu'elle contient, sa faible valeur de SUVA (2,7 L/mg-m) et son alcalinité élevée (≈ 150 mg $CaCO_3$/L) est difficilement traitable par coagulation. En fait, tous les procédés, à l'exception du couplage coagulation-CAP recirculé et de la nanofiltration, ont présenté des concentrations de COD supérieures à 7 mg/L. De plus, toutes les alternatives, à l'exception de l'adsorption sur CAP, ont présenté des concentrations de SPD excédant les normes. En effet, l'effluent de la nanofiltration, en dépit de sa concentration de COD (3,0 mg/L) inférieure à celle du couplage coagulation-CAP recirculé (3,5 mg/L), a présenté des concentrations de SPD beaucoup plus élevées que celles de cette dernière option. Ainsi, c'est le procédé de couplage coagulation-CAP recirculé qui est recommandé pour le traitement de l'eau de la rivière Souris, ce dernier présentant des concentrations de SPD plus de 50% inférieures à celles des autres options.

CHAPITRE 6 DISCUSSION GÉNÉRALE

Ce chapitre présente, dans un premier temps, une analyse critique des résultats de performance globale combinant les données des essais de traitement et les résultats de l'analyse économique. Ensuite, les objectifs ont été réaffirmés et les hypothèses de recherche validées au regard des résultats obtenus au cours de ce projet. Finalement, des perspectives de recherche ont été proposées dans le but de guider d'éventuels travaux de recherche effectués dans le créneau auquel se rattache ce projet.

6.1 Signification des résultats obtenus en laboratoire et en analyse économique

6.1.1 Spécificité des résultats

Il convient tout d'abord de rappeler que les résultats obtenus dans le cadre de ce projet ne sont valides que pour les conditions d'opération retenues pour ce projet. Ainsi, les résultats de classement présentés aux figures Figure 5-2 et 5-3 eussent été différents si, par exemple, une plus faible dose de CAP recirculé avait été retenue et si des doses de résine échangeuse d'ions plus élevées avaient été sélectionnées. Néanmoins, les conditions d'opérations ont été choisies, dans la mesure du possible, de façon à ce qu'elles soient représentatives de la réalité.

6.1.2 Interprétation des mesures de concentration de SPD

La signification des concentrations de SPD obtenues doit également être précisée. Comme les essais de traitement ont été faits en discontinu en laboratoire, il était impossible de prélever des échantillons au cours du temps, ce qui fait que les mesures de SPD ne pouvaient être que ponctuelles. Ainsi, même si un procédé permet l'atteinte de concentrations en-deçà des seuils de concentration fixés par la norme provinciale, il est impossible, sur la base des résultats de ce projet, de déterminer si un procédé permet ou non le respect de cette norme. En effet, la stricte application de cette norme requiert le calcul d'une moyenne mobile résultant d'un suivi trimestriel avec un nombre minimal d'échantillons variant de 1 à 8 par trimestre suivant la taille du réseau de distribution (la valeur de concentration la plus élevée parmi ces échantillons est utilisée pour le calcul de la moyenne mobile). Par contre, si une valeur significativement plus élevée que les seuils de concentrations prescrits par la norme est obtenue, il y a lieu de

s’interroger sur la validité des conditions de traitement retenues ou du procédé lui-même pour l’eau en question.

6.1.3 Impact des incertitudes sur le choix des procédés

Les incertitudes associées aux concentrations ont évidemment un impact sur la sélection des technologies les plus appropriées, et *a fortiori* dans le cas des AHA5. En effet, bien que la valeur de la grande majorité des concentrations soit située en-deçà de la norme, le fait d’attribuer un pourcentage d’erreur de 20% dans le cas des THMT et de 50% dans le cas des AHA5 fait en sorte que certaines valeurs seront jugées trop élevées, car trop proches de la valeur prescrite par la norme du fait des pourcentages d’erreur relativement élevés. Le fait de modifier le pourcentage d’erreur pourrait donc avoir pour effet de rendre certaines technologies acceptables, ou, à l’inverse, moins acceptables dans le cas d’une augmentation du pourcentage d’erreur. Le cas représentant le mieux cette idée est celui du procédé d’inter-ozonation. En effet, dans le cas des AHA5 pour les eaux des rivières Yamaska et St-Maurice, les concentrations obtenues, bien qu’inférieures à la norme, sont légèrement supérieures à la concentration cible issue de l’application du facteur de sécurité de 50 % (25 ppb). Dès lors, cette technologie ne peut pas, dans le strict cadre de cette étude, être considérée utilisable pour ces eaux. Cependant, l’utilisation d’un facteur de sécurité moins conservateur eut potentiellement changé cette interprétation.

6.1.4 Synthèse des recommandations de procédés

Puisque le principal objectif de cette étude est de créer un outil d’aide à la décision lorsque plusieurs options de procédé sont disponibles, le tableau 6-1 résume, sous forme de recommandations, l’analyse comparative des procédés faite à la section 5.6 pour chaque eau brute. Il a également été enrichi des principaux résultats de traitement, des caractéristiques principales des eaux brutes et des conditions d'opération des procédés.

Tableau 6-1 : Synthèse des recommandations de technologies de traitement

Source d'eau	**Caractéristiques de la source d'eau**	**Recommandation(s) de procédé**	**Commentaires**
Rivière des Mille-Îles	COD ≈ 6 mg/L SUVA = 3,1 L/mg-m Alk ≈ 50 mg CaCO3/L	**Coagulation-CAP recirculé** (Âge charbon : ≈ 5d) (55 mg sec/L alun) Dosage de CAP = 8,5 mg/L	• COD (effluent) : 1,1 mg/L • Réduction des TTHM par rapport au cas de base : 46% • Réduction des AHA5 par rapport au cas de base : 26%
Fleuve St-Laurent	COD ≈ 3 mg/L SUVA = 1,4 L/mg-m Alk ≈ 80 mg CaCO3/L	**Traitement conventionnel (alun)** (20 mg sec/L alun) **Nanofiltration** (40% récupération) (20 LMH) (Vitesse tangentielle : 0,5 m/s)	Traitement conventionnel (alun) : • COD (effluent) : 2,18 mg/L Nanofiltration : • Recommandation sous réserve de pouvoir opérer à 85% de récupération sans affecter l'enlèvement de MON mais succès probable (Gorenflo (2002)) • COD (effluent) : 0,4 mg/L • Réduction TTHM et AHA5 : pratiquement 100% par rapport au cas de base

Tableau 6-1 : Synthèse des recommandations de technologies de traitement (suite)

Rivière Yamaska	COD ≈ 9 mg/L SUVA = 3,4 L/mg-m Alk ≈ 90 mg CaCO3/L	**Coagulation-CAP recirculé** (Âge charbon : ≈ 5d) (65 mg sec/L alun) Dosage de CAP = 8,5 mg/L **Échange d'ions-coagulation** (0,5 mL/L résine) (40 mg sec/L alun)	Coagulation-CAP recirculé : • COD (effluent) : 1,7 mg/L • Réduction des TTHM par rapport au cas de base : 40% • Réduction des AHA5 par rapport au cas de base : 66% Échange d'ions-coagulation : • COD (effluent) : 2,55 mg/L • Réduction des TTHM par rapport au cas de base : 17% • Réduction des AHA5 par rapport au cas de base : 60%
Rivière St-Maurice	COD ≈ 6 mg/L SUVA = 3,7 L/mg-m Alk ≈ 5 mg CaCO3/L	**Coagulation-CAP recirculé** (Âge charbon : ≈ 5d) (30 mg sec/L alun) Dosage de CAP = 8,5 mg/L **Échange d'ions-coagulation** (0,5 mL/L résine) (30 mg sec/L alun)	Coagulation-CAP recirculé : • COD (effluent) : 1,5 mg/L • Réduction des TTHM par rapport au cas de base : 35% • Réduction des AHA5 par rapport au cas de base : 55% Échange d'ions-coagulation : • COD (effluent) : 1,6 mg/L • Réduction des TTHM par rapport au cas de base : 46% • Réduction des AHA5 par rapport au cas de base : 51% • Faible alcalinité de l'eau et SUVA élevé: idéal pour échange d'ions

Tableau 6-1 : Synthèse des recommandations de technologies de traitement (suite)

Rivière Athabasca	COD ≈ 13 mg/L SUVA = 3,0 L/mg-m Alk ≈ 90 mg CaCO3/L	**Sulfate ferrique** (243 mg liq/L)	• Faible abattement du COD par rapport au cas de base • Réduction des TTHM par rapport au cas de base : 40% • Réduction des AHA5 par rapport au cas de base : 50% • Procédé le moins coûteux : ne nécessite pas d'espace supplémentaire pour une mise à niveau d'usine conventionnelle Procédés impliquant échange d'ions et adsorption : • Fournissent de meilleures réduction de SPD et de COD mais sont plus coûteux et nécessitent plus d'espace Nanofiltration : • Mauvaise performance en mode filtration directe
Rivière Souris	COD ≈ 16 mg/L SUVA = 2,6 L/mg-m Alk ≈ 150 mg CaCO3/L	**Coagulation-CAP recirculé** (Âge charbon : ≈ 5d) (30 mg sec/L alun) Dosage de CAP = 8,5 mg/L	• COD (effluent) : 3,5 mg/L (contre ≈ 7 mg/L pour les autres procédés) • Réduction des TTHM par rapport au cas de base : 69% • Réduction des AHA5 par rapport au cas de base : ND • Eau difficilement coagulable par son alcalinité élevée et son SUVA faible Nanofiltration : • Mauvaise performance en mode filtration directe

6.2 Validation des hypothèses de recherche

Au terme des essais de traitement et de l'analyse économique, il a été possible de confirmer ou d'infirmer les hypothèses de recherche sur lesquelles repose le présent projet.

6.2.1 Hypothèse 1 : Technologie la plus efficace pour l'abattement de la MON

Verdict : réfutée avec réserves. Cette hypothèse, associée au premier objectif spécifique visant la détermination expérimentale des pourcentages d'enlèvement de la MON et de réduction des SPD, posait que le couplage coagulation-CAP recirculé (ACTIFLO®Carb) était la technologie présentant les meilleures performances d'enlèvement de la MON. Les résultats obtenus au terme des essais de traitement montrent que cette hypothèse doit être réfutée, puisque c'est la nanofiltration qui a présenté le meilleur abattement de COD sur 4 des 6 eaux à l'étude (rivière des Mille-Îles, fleuve St-Laurent, rivière Yamaska et rivière St-Maurice). Cependant, tel que mentionné plus haut, les résultats de nanofiltration ont été obtenus en utilisant un taux de récupération de 40%, ce qui pourrait avoir eu pour effet de surestimer la performance de ce procédé. C'est ainsi que sur le plan des recommandations de procédé, c'est le procédé ACTIFLO® Carb qui a été recommandé le plus fréquemment en l'absence de données prouvant que le taux de récupération n'affecte pas significativement la performance d'enlèvement de la membrane pour les différentes eaux à l'étude.

6.2.2 Hypothèse 2 : Effet de la qualité de l'eau brute sur le classement des performances des procédés

Verdict : confirmée. Cette hypothèse, associée au second objectif spécifique visant la détermination de l'effet d'une variation de la qualité de l'eau brute sur le classement des performances d'enlèvement de la MON, posait que la qualité de l'eau brute influençait ce classement. Les résultats des essais de traitement montrent que la performance relative des procédés peut être significativement différente d'une eau à l'autre. Ainsi, l'eau de la rivière Athabasca a fait passer la nanofiltration du premier au dernier rang et le sulfate ferrique parmi les options les plus efficaces pour la réduction des SPD. De même, l'eau de la rivière Souris a causé une diminution marquée de la qualité de l'eau nanofiltrée par rapport aux résultats obtenus avec les quatre eaux québécoises. Les résultats obtenus suggèrent donc que la concentration de COD

de l'eau brute a une influence sur le classement des performances. Néanmoins, ils ne permettent pas de conclure sur l'effet des autres paramètres (fractions de la MON présentes dans chaque eau, alcalinité). Bien qu'il soit fort probable que ces paramètres aient joué un rôle important dans le classement des performances, le plan expérimental du présent projet n'a pas été construit de manière à isoler suffisamment leur effet.

6.2.3 Hypothèse 3 : Technologie la moins coûteuse

Verdict : confirmée. Cette hypothèse, associée au troisième objectif spécifique visant la détermination des coûts totaux de chaque technologie, posait que le sulfate ferrique était l'option la moins coûteuse. Les résultats ont montré qu'effectivement, le sulfate ferrique a présenté, pour tous les types d'eau à l'étude, les coûts les plus faibles. En effet, une conversion de l'alun au sulfate ferrique ne requiert pas de construction de nouvelle unité de traitement, mais seulement une adaptation des unités existantes, notamment en termes de protection contre la corrosion inhérente à l'utilisation du sulfate ferrique.

6.3 Perspectives de recherche

Les résultats générés au cours de ce projet ainsi que leur analyse ont soulevé bon nombre de questions qui pourraient faire l'objet de recherches futures. Cette section en présente les principales.

- Les performances mitigées du sulfate ferrique en matière de réduction des SPD peuvent en partie être expliquées par les conditions de coagulations retenues (optimisées vs *enhanced*). En effet, bien que les conditions de coagulation optimisées aient permis de voir l'effet d'une conversion au sulfate ferrique là où des doses élevées étaient requises, cet effet n'a pas pu être observé pour les autres eaux étudiées. Il est donc difficile, sur la base des présents résultats, de déterminer si les performances observées pour le sulfate ferrique sont dues à sa nature ou à la trop faible proportion d'espèces chargées positivement pour la coagulation. Ainsi, le fait de refaire des essais similaires mais en ajustant le pH avant la coagulation (*enhanced*) tout en maintenant l'idée d'une comparaison de doses équivalentes entre les coagulants permettrait mettre davantage en évidence avec plus de certitude l'effet de la nature du coagulant sur la performance de traitement d'une eau donnée. S'il s'avère que les conditions *enhanced* améliorent

significativement les performances dans le cas de certaines eaux, cette option, en raison de ses faibles coûts, pourrait devenir beaucoup plus intéressante dans la perspective d'une mise à niveau d'usine.

- Les performances supérieures du procédé ACTIFLO® Carb peuvent en partie être expliquées par le faible âge du charbon recirculé utilisé (≈ 5d). Toutefois, comme un seul âge de charbon a été considéré, il est difficile de déterminer si cet âge était optimal pour chacun des types d'eau étudiés. Ainsi, il serait intéressant de pousser l'optimisation du procédé plus loin en sélectionnant différents âges de charbon afin de déterminer lequel est réellement optimal pour une eau donnée. Cela pourrait donc permettre, dans certains cas, de réduire les coûts associés à cette technologie sans pour autant réduire la performance d'enlèvement des précurseurs de SPD.
- L'optimisation de la dose de résine à utiliser dans le cadre du procédé MIEX® pourrait être poussée plus loin en déterminant l'effet de la dose de résine utilisée en pré-traitement sur la dose de coagulant requise pour la coagulation subséquente. Il serait donc possible de déterminer la combinaison dose de résine-dose de coagulant la moins coûteuse pour un objectif d'enlèvement donné et ainsi d'obtenir un critère supplémentaire d'optimisation de la dose de résine qui tienne davantage compte de l'aspect économique.
- Les performances de la nanofiltration ont été très variables d'une eau à l'autre, soit excellentes pour les eaux présentant des concentrations de COD faibles à moyennes (3-8 mg/L), soit insuffisantes pour les eaux riches en COD (> 13 mg/L). Les bonnes performances sur les eaux peu chargées pourraient en partie être expliquées par le taux de récupération relativement faible (40%) utilisé. Dans un premier temps, il serait donc opportun de refaire ces essais en utilisant un montage permettant l'atteinte d'un taux plus élevé (85%), ce qui permettrait de statuer sur la réelle efficacité de ce procédé. Dans un deuxième temps, les mauvais résultats associés aux eaux des rivières Athabasca et Souris, et ce en dépit de l'utilisation d'un faible taux de récupération, devraient être analysés davantage, notamment sous l'angle de la caractérisation des fractions de la MON présentes dans l'eau brute et dans le perméat. Parallèlement, le taux de récupération pourrait être davantage réduit de manière à déterminer la valeur seuil au-delà de laquelle

une détérioration rapide du perméat est observée. L'effet de la vitesse tangentielle sur l'enlèvement de la MON pourrait également être étudié.

CONCLUSION

Le présent projet visait à évaluer, en prenant pour cas de base une usine utilisant déjà un traitement conventionnel basé sur une coagulation à l'alun dite optimisée, la performance d'enlèvement des précurseurs de sous-produits organochlorés et les coûts d'investissement en capital et d'opération et de maintenance de cinq technologies alternatives de rehaussement de l'abattement des précurseurs de sous-produits organochlorés (conversion au sulfate ferrique, inter-ozonation, couplage coagulation-adsorption sur CAP recirculé, couplage échange d'ions-coagulation et nanofiltration). Plus spécifiquement, les pourcentages d'abattement des précurseurs de SPD et de réduction des TTHM et des AHA5 ont été déterminés pour six types d'eau, de même que l'évaluation de l'effet du type d'eau brute sur le classement des performances des procédés.

- Le couplage coagulation-CAP recirculé (ACTIFLO®Carb) est le seul procédé ayant permis, pour toutes les eaux brutes étudiées, une réduction suffisante des précurseurs de SPD pour le respect du seuil de concentration de SPD prescrit par la norme provinciale. Cependant, il pourrait être avantageux pour ce procédé d'étudier plus en détails l'effet de l'âge du charbon recirculé en comparant les performances d'enlèvement d'un même type de charbon à trois âges différents, par exemple de 5 à 60 jours. On pourrait ainsi déterminer l'âge optimal de charbon pour chaque eau à traiter, ce qui pourrait, dans certains cas, diminuer les coûts tout en conservant une performance de traitement similaire.
- L'utilisation de la nanofiltration en conditions de filtration directe a présenté les enlèvements de précurseurs de SPD les plus élevés pour les eaux ayant une concentration de COD faible à moyenne (3-8 mg/L) tout en offrant une performance d'enlèvement insuffisante pour le traitement des eaux riches en COD (> 13 mg/L).Au vu de ces résultats, il serait opportun de refaire les essais avec un taux de récupération de 85% pour les eaux de concentration faible à moyenne afin de déterminer si la performance d'enlèvement du COD peut être maintenue. Concernant les eaux riches en COD, les conditions d'opération permettant une meilleure performance de traitement en filtration directe pourraient être recherchées (augmentation de la vitesse tangentielle, diminution du taux de récupération). Les causes de la mauvaise

performance pourraient par ailleurs être recherchées, notamment via le fractionnement du COD présent dans le perméat.

- Le couplage échange d'ions-coagulation a offert de façon générale des performances inférieures à celles des procédés impliquant la nanofiltration et l'adsorption sur CAP recirculé. Néanmoins, ce procédé a permis des réductions de 20-60% des doses de coagulant requises pour l'étape de coagulation subséquente. Il serait toutefois intéressant de déterminer l'effet de la dose de résine sur la réduction de la demande subséquente en coagulant et, par la même occasion, de déterminer, pour un objectif de traitement donné, le couple dose de résine-dose de coagulant le moins coûteux. Cela permettrait d'asseoir le choix de la dose de résine optimal sur un second critère qui tienne compte de l'aspect économique.
- L'inter-ozonation a, comme dans le cas de l'échange d'ions, offert des performances inférieures à celles de la nanofiltration et du procédé ACTIFLO®Carb. Une augmentation de la dose d'ozone de 0.5 à 1 mg O_3/mg COD n'a pas engendré de diminution significative des SPD formés. Dans certains cas, de légères augmentations ont même été observées par rapport au traitement conventionnel seul (alun). Il convient toutefois de rappeler que ces essais ont été réalisés sans étape de filtration biologique subséquente. L'ajout d'une telle étape aurait fort probablement pu améliorer l'enlèvement de MON de façon significative, et conséquemment, produire une eau générant moins de SPD.
- La conversion de l'alun au sulfate ferrique a permis une réduction significative des SPD dans le cas d'une eau riche en COD et d'alcalinité moyenne, mais n'a pas engendré de bénéfice significatif dans les autres cas, étant même moins efficace que l'alun dans le cas d'une eau pauvre en COD (3 mg/L). Ainsi, il pourrait être opportun d'effectuer des essais en mode *enhanced,* ce qui impliquerait un meilleur ajustement du pH et donc une plus grande disponibilité des espèces chargées positivement, pour une coagulation plus efficace. Cela permettrait de potentiellement mieux comparer l'effet de la nature du coagulant sur l'enlèvement des précurseurs de SPD puisque les deux coagulants agiraient dans leur plage de pH optimale respective.

Le dernier objectif de ce projet était de déterminer les coûts d'investissement capital et d'opération et de maintenance des procédés à l'étude en considérant leur opération à pleine

échelle. L'étude de préfaisabilité qui a été réalisée dans cette optique a permis d'établir un classement des procédés qui tienne compte à la fois des coûts totaux et des performances de traitement. Des recommandations de procédé, pour chaque traitement, ont ainsi pu être faites. Le procédé ACTIFLO® Carb a offert une performance globale satisfaisante pour l'ensemble des types d'eaux, et a été recommandé pour cinq d'entre eux. Le sulfate ferrique a été recommandé pour le sixième type d'eau (rivière Athabasca), vu son faible coût et sa capacité à surpasser l'alun dans ces conditions. Par ailleurs, la nanofiltration a été recommandée pour l'eau du fleuve St-Laurent sous réserve de prouver son efficacité à un taux de récupération élevé. Finalement, le procédé MIEX® couplé à la coagulation a été recommandé pour l'eau de la rivière St-Maurice, puisqu'il a offert, dans ces conditions, des performances de traitement similaires à celles du procédé ACTIFLO®Carb.

En définitive, ces recommandations se veulent un outil d'aide à la prise de décision pour les usines du Québec et du Canada qui planifient une mise à niveau pour fins de conformité réglementaire en matière de SPD. Elles pourraient, dans certains cas, permettre aux décideurs de réduire le nombre d'options de procédé s'offrant à eux et ainsi d'orienter leurs premiers essais de traitement. Néanmoins, ces résultats n'éliminent en aucun cas la nécessité d'effectuer des essais de traitement en laboratoire, qui demeurent l'outil incontournable dans le processus de choix d'un procédé de traitement de l'eau potable.

RÉFÉRENCES

American Water Works Association (2012). *Water Treatment Plant Design (5th Edition)*. New York: McGraw-Hill.

American Water Works Association Research Foundation (AWWARF), & US Environmental Protection Agency (USEPA). (2004). *Modeling DBP Formation Kinetics: Mechanistic and Spectroscopic Approaches*. Washington (USA): AWWARF

APHA. (1998). *Standard methods for the examination of water and wastewater (20th Edition)*. Washington, DC, USA: American Water Works Association (AWWA) and the Water Environment Federation.

Bell-Ajy, K., Abbaszadegan, M., Ibrahim, E., Verges, D., & LeChevallier, M. (2000). Conventional and optimized coagulation for NOM removal. *Journal of the American Water Works Association, 92*(10), 44-58.

Bolto, B., Dixon, D., Eldridge, R., & King, S. (2002). Removal of THM precursors by coagulation or ion exchange. *Water Research, 36*(20), 5066-5073.

Boyer, T. H., & Singer, P. C. (2005). Bench-scale testing of a magnetic ion exchange resin for removal of disinfection by-product precursors. *Water Research, 39*, 1265–1276.

Braeken, L., Bettens, B., Boussu, K., Van der Meeren, P., Cocquyt, J., Vermant, J., & Van der Bruggen, B. (2006). Transport mechanisms of dissolved organic compounds in aqueous solution during nanofiltration. *Journal of Membrane Science, 279*, 311-319.

Buffle, J. (1977). *Les substances humiques et leurs interactions avec les ions minéraux.* Paper presented at the Commission d'Hydrologie Appliquée de A.G.H.T.M, Université d'Orsay.

Carlson, M., & Hardy, D. (1998). Controlling DBPs with monochloramine. *Journal of the American Water Works Association, 90*(2), 95-106.

Carrière, A., Vachon, M., Bélisle, J.-L., & Barbeau, B. (2009). Supplementing coagulation with powdered activated carbon as a control strategy for trihalomethanes: application to an existing utility. *Journal of Water Supply: Research and Technology-AQUA, 58*(5), 363-371.

Chow, C. W. K., van Leeuwen, J. A., Fabris, R., & Drikas, M. (2009). Optimised coagulation using aluminium sulfate for the removal of dissolved organic carbon. *Desalination, 245*, 120-134.

Chowdhury, Z. (2013). Trihalomethanes in drinking water: Effect of natural organic matter distribution. *Water SA, 39*(1).

Chowdhury, Z. K., Summers, R. S., Westerhoff, G. P., Leto, B. J., Nowack, K. O., Corwin, C. J., & Passantino, L. B. (2013). *Activated carbon : Solutions for improving water quality*. Denver: American Water Works Association.

Conley, W. R., & Evers, R. H. (1968). Coagulation control. *Journal of American Water Works Association, 74*(11), 165-174.

Croué, J. P. (1987). *Contribution à l'étude de l'oxydation par le chlore et l'ozone d'acides fulviques naturels extraits d'eaux de surface.* Thèse de doctorat, Université de Poitiers, Poitiers, France.

Crozes, G., White, P., & Marshall, M. (1995). Enhanced coagulation: its effect on NOM removal and chemical costs. *Journal of American Water Works Association, 87*(1), 78-89.

de la Rubia, A., Rodrreguez, M., Leon, V. M., & Prats, D. (2008). Removal of natural organic matter and THM formation potential by ultra- and nanofiltration of surface water. *Water Research, 42*(3), 714-722.

Dilling, J., & Kaiser, K. (2002). Estimation of the hydrophobic fraction of dissolved organic matter in water samples using UV photometry. *Water Research, 36*(20), 5037-5044.

Doré, M. (1989). *Chimie des oxydants et traitement des eaux*. Paris, France: Technique et Documentation-Lavoisier.

Doré, M., Merlet, N., Legube, B., & Croué, J. P. (1988). Interactions between ozone, halogens and organic compounds. *Ozone: Science and Engineering, 10*(2), 153-172.

Edwards, M. (1997). Predicting DOC removal during enhanced coagulation. *Journal of the American Water Works Association, 89*(5), 78-89.

Edzwald, J. K. (1993). Coagulation in drinking-water treatment: particles, organics and coagulants. *Water Science and Technology, 27*(11), 21-35.

Edzwald, J. K., & Kaminsky, G. S. (2009). A practical method for water plants to select coagulant dosing. *Journal of the New England Water Works Association, 123*(1), 15-31.

Fabris, R., Chow, C. W. K., & Drikas, M. (2012). Comparison of coagulant type on natural organic matter removal using equimolar concentrations. *Journal of Water Supply: Research and Technology-AQUA, 61*(4), 210-219.

Fearing, D. A., Banks, J., Guyetand, S., Monfort Eroles, C., Jefferson, B., Wilson, D., Parsons, S. A. (2004). Combination of ferric and MIEX for the treatment of a humic rich water. *Water Research, 38*, 2551-2558.

Gorenflo, A., Velazquez-Padron, D., & Frimmel, F. H. (2002). Nanofiltration of a German groundwater of high hardness and NOM content: performance and costs. *Desalination, 151*, 253-265.

Hanigan, D., Inniss, E., & Clevenger, T. E. (2013). MIEX® and PAC for removal of hydrophilic DBP precursors. *Journal of American Water Works Association, 105*(3), E84-E92.

Harrington, G. W., Bruchet, A., Rybacki, D., & Singer, P. C. (1996). Characterization of natural organic matter and its reactivity with chlorine. In A. C. Society (Ed.), *Water Disinfection and Natural Organic Matter* (pp. 138-158). Washington D.C.

Hendricks, D. (2006). Coagulation. In M. D. Meyer (Ed.), *Water Treatment Unit Processes: Physical and Chemical*. Boca Raton, FL: CRC Press, Taylor & Francis Group.

Humbert, H., Gallard, H., Suty, H., & Croué, J.-P. (2008). Natural organic matter (NOM) and pesticides removal using a combination of ion exchange resin and powdered activated carbon (PAC). *Water Research, 42*(6-7), 1635-1643.

Humbert, H., Gallard, H., Suty, H., & Croué, J. P. (2005). Performance of selected anion exchange resins for the treatment of a high DOC content surface water. *Water Research, 39*, 1699-1708.

Institut national de santé publique du Québec (INSPQ). (2002). *Fiches synthèse sur l'eau potable et la santé humaine*. Tiré de http://www.inspq.qc.ca/pdf/publications/198-CartableEau/Trihalomethanes.pdf

Jarvis, P., Jefferson, B., & Parsons, S. A. (2006). Floc structural characteristics using conventional coagulation for high DOC, low alkalinity surface water source. *Water Research, 40*, 2727-2737.

Kastl, G., Sathasivan, A., Fisher, I., & Van Leeuwen, J. A. (2004). Modeling DOC removal by enhanced coagulation. *Journal of American Water Works Association, 96*, 79-89.

Kim, D. H., Shon, H. K., Sharma, G., & Cho, J. (2011). Charge effect of natural organic matter for ultrafiltration and nanofiltration membranes. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry, 17*, 109-113.

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

Krasner, S. W. (2001). Occurence of Disinfection By-Products in Drinking Water. In *Health Effects and Occurence of Disinfection By-Products* (pp. 75-139). Denver, CO: American Water Works Association (AWWA) and American Water Works Association Research Foundation (AWWARF).

Krasner, S. W., Croué, J. P., Buffle, J., & Perdue, E. M. (1996). Three approaches for characterizing NOM. *Journal of the American Water Works Association, 88*(6), 66-79.

Krasner, S. W., & Sclimenti, M. (2001). *Polar NOM: Characterization, DBPs, Treatment*. Denver, CO: American Water Works Association (AWWA) and American Water Works Association Research Foundation (AWWARF).

Kristiana, I., Joll, C., & Heitz, A. (2011). Powdered activated carbon coupled with enhanced coagulation for natural organic matter removal and disinfection by-product control: Application in a Western Australian water treatment plant. *Chemosphere, 83*, 661-667.

Liang, L., & Singer, P. C. (2003). Factors influencing the formation and relative distribution of haloacetic acids and trihalomethanes in drinking water. *Environmental Science and Technology, 37*(13), 2920-2928.

Long, F., Zhu, A., Wang, X., & Zhu, W. (2005). Membrane flux and CaCO3 crystallization in the unstirred dead-end nanofiltration of magnetic solution. *Desalination, 186*, 243-254.

Lovins III, W. A., Duranceau, S. J., Gonzalez, R. M., & Taylor, J. S. (2003). Optimized coagulation assessment for a highly organic surface water supply. *Journal of American Water Works Association, 95*(10), 94-108.

Matilainen, A. (2007). *Removal of the Natural Organic Matter in the Different Stages of the Drinking Water Treatment Process.* (Doctor of Philosophy), Tampere University of Technology, Tempere, Finland. (651)

Matilainen, A., Gjessing, E. T., Lahtinen, T., Hed, L., Bhatnagar, A., & Sillanpaa, M. (2011). An overview of the methods used in the characterisation of natural organic matter (NOM) in relation to drinking water treatment. *Chemosphere, 83*(11).

Matilainen, A., Vepsäläinen, M., & Sillanpää, M. (2010). Natural organic matter removal by coagulation during drinking water treatment: A review. *Advances in Colloid and Interface Science, 159*(189-197).

Meylan, S., Hammes, F., Traber, J., Salhi, E., von Gunten, U., & Pronk, W. (2007). Permeability of low molecular weight organics through nanofiltration membranes. *Water Research, 41*, 3968-3976.

Miller, W. J., & Uden, P. C. (1983). Characterization of nonvolatile aqueous chlorination products of humic substances. *Environmental Science and Technology, 17*(3), 150-152.

Miltner, R. J., Summers, R. S., Dugan, N. R., Koechling, M., & Moll, D. M. (1996). *Comparative evaluation of biological filters*. In *Proceedings of the AWWA Water Quality Technology Conference*. Denver, CO : AWWA.

Ministère du Développement Durable, de la Faune et des Parcs (MDDEFP). (2014). *Guide de l'interprétation du règlement sur la qualité de l'eau potable*. Tiré de http://www.mddelcc.gouv.qc.ca/eau/potable/reglement/guide_interpretation_RQEP.pdf.

Molczan, M., & Szlachta, M. (2011). Anion exchange pretreatment for the removal of natural organic matter from humic rich water. *Water Science & Technology: Water Supply, 11*(6), 699-710.

Najm, I., Tate, C., & Selby, D. (1998). Optimizing enhanced coagulation with PAC: a case study. *Journal of the American Water Works Association, 90*(10), 88-95.

Nordstrom, D. K., & May, H. M. (1996). Aqueous equilibria data for mononuclear aluminium species. In *The environmental chemistry of aluminium* (2nd ed.). Boca Raton, FL: CRC-Lewis.

O'Melia, C. R., Gray, K. A., & Yao, C. (1989). *Polymeric Organic Cogulants*. Denver, CO: American Water Works Association (AWWA) and American Water Works Association Research Foundation (AWWARF).

OMS. (2000). Environment Health criteria 216. Disinfectants and disinfectant by-products (pp. 529).

Orecki, M., Tomaszewska, M., Karakulski, K., & Morawski, A. W. (2004). Surface water treatment by the nanofiltration method. *Desalination, 162*, 47-54.

Park, N., Kwon, B., Sun, M., Ahn, H., Kim, C., Kwoak, C., Cho, J. (2005). Application of various membranes to remove NOM typically occurring in Korea with respect to DBP, AOC and transport parameters. *Desalination, 178*, 161-169.

Pernitsky, D. J., & Edzwald, J. K. (2006). Selection of alum and polyaluminum coagulants: principles and applications. *Journal of Water Supply: Research and Technology-AQUA, 55*(2), 121-141.

Peters, C. J., Young, R. J., & Perry, R. (1980). Factors influencing the formation of haloforms in the chlorination of humic materials. *Environmental Science and Technology, 14*, 1391-1395.

Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant design and economics for chemical engineers*. New York: McGraw-Hill.

Randtke, S. J. (1988). Organic contaminant removal by coagulation and related process combination. *Journal of American Water Works Association, 80*(5), 40-56.

Reckhow, D. A., Legube, B., & Singer, P. C. (1986). The ozonation of organic halide precursors: effect of bicarbonate. *Water Research, 20*(8), 987-998.

Reckhow, D. A., & Singer, P. C. (1985). Mechanisms of organic halide formation during fulvic acid chlorination and implications with respect to preozonation. In C. Press (Ed.), *Water Chlorination: Chemistry, Environmental Impact and Health Effects* (Vol. 5). Chelsea, Mich.: Lewis Publ.

Rook, J. J. (1974). Formation of haloforms during chlorination of natural waters. *Water Treatment and Examination, 23*(2), 234-243.

Schäfer, A. I., Pihlajamäki, A., Fane, A. G., Waite, T. D., & Nyström, M. (2004). Natural organic matter removal by nanofiltration: effects of solution chemistry on retention of low molar mass acids versus bulk organic matter. *Journal of Membrane Science, 242*(1-2), 73-85.

Singer, P. C. (1994). Control of disinfection by-products in drinking water. *Journal of Environmental Engineering, 81*(8), 727-744.

Singer, P. C., Arlotta, C., Snider-Sajdak, N., & Miltner, R. (2003). Effectiveness of Pre- and Intermediate Ozonation on the Enhanced Coagulation of Disinfection By-product Precursors in Drinking Water. *Ozone: Science & Engineering: The Journal of the International Ozone Association, 25*(6), 453-471.

Singer, P. C., & Bilyk, K. (2002, November 5-9, 2000). *Enhanced coagulation using a magnetic ion exchange resin.* Paper presented at the American Water Works Association-Water Quality Technology Conference, Salt Lake City, Utah, USA.

Speitel Jr., G. E. (1999). *Advanced Oxidation and Biodegradation Processes for the Destruction of TOC and DBP Precursors*. Denver, CO: American Water Works Association (AWWA) and American Water Works Association Research Foundation (AWWARF).

Speitel Jr., G. E., Symons, J. M., Diehl, A. C., Sorensen, H. W., & Cipparone, L. A. (1993). Effect of ozone dosage and subsequent biodegradation on removal of DBP precursors. *Journal of the American Water Works Association, 85*(5), 86-95.

Stevens, A. A., Slocum, C. J., Seeger, D. R., & Robeck, G. G. (1976). Chlorination of organics in drinking water. *Journal of the American Water Works Association, 68*(11), 615-620.

Stevenson, F. J. (1982). *Humus Chemistry: genesis, composition, reactions*. New York: Wiley.

Summers, R. S., Hooper, S. M., Shukairy, H. M., Solarik, G., & Owen, D. (1996). Assessing DBP yield: uniform formation conditions. *Journal of the American Water Works Association, 88*(6), 80-93.

Szlachta, M., & Adamski, W. (2009). Effects of natural organic matter removal by integrated processes: alum coagulation and PAC-adsorption. *Water Science & Technology-WST, 59*(10), 1951-1957.

Tchio, M., Koudjonou, B., Desjardins, R., Prévost, M., & Barbeau, B. (2003). A practical guide for determining appropriate chemical dosages for direct filtration. *Canadian Journal of Civil Engineering, 30*(4), 754-757.

Trussell, R. R., & Umphres, M. D. (1978). The formation of trihalomethanes. *Journal of the American Water Works Association, 70*(11), 604-612.

Tubic, A., Agbaba, J., Dalmacija, B., Molnar, J., Maletic, S., Watson, M., & Perovic, S. U. (2013). Insight into changes during coagulation in NOM reactivity for trihalomethanes and haloacetic acids formation. *Journal of Environmental Management, 118*, 153-160.

USEPA. (1995). Determination of haloacetic acids and dalapon in drinking water by liquid-liquid extraction, derivatization and gas chromatography with electron capture detection (pp. 1-32).

USEPA. (1999). Enhanced Coagulation and Enhanced Precipitative Softening Guidance Manual (pp. 237).

USEPA. (2001). Controlling disinfection by-products and microbial contaminants in drinking water (pp. 330). Cincinnati, Ohio, USA.

USEPA. (2006). Federal Register. Part II. National primary drinking water regulations: stage 2 disinfectants and disinfection byproducts rule; final rule (pp. 654-786). Washington, DC, USA: Office of Science and Technology, Office of Water. Tiré de : https://www.federalregister.gov/articles/2006/01/04/06-3/national-primary-drinking-water-regulations-stage-2-disinfectants-and-disinfection-byproducts-rule

USEPA. (2007). Nitrates and nitrites: TEACH Chemical Summary. Tiré de: http://www.epa.gov/teach/chem_summ/Nitrates_summary.pdf.

Uyak, V., Yavuz, S., Toroz, I., Ozaydin, S., & Genceli, E. A. (2007). Disinfection by-products precursors removal by enhanced coagulation and PAC adsorption. *Desalination, 216*(1-3), 334-344.

Weishaar, J. L., Aiken, G. R., Bergamaschi, B. A., Fram, M. S., Fujii, R., & Mopper, K. (2003). Evaluation of Specific Ultraviolet Absorbance as an Indicator of the Chemical Composition and Reactivity of Dissolved Organic Carbon. *Environmental Science and Technology, 37*, 4702-4708.

ANNEXES

Annexe A Données brutes des essais de traitement

Cette annexe présente les données brutes associées aux essais de traitement réalisés en laboratoire. Dans tous les tableaux de cette annexe, les lignes en caractère gras représentent les données associées aux conditions optimales retenues.

A1.1 Données brutes des essais de coagulation (alun)

Tableau A-1 : Données brutes des essais de coagulation (alun)

Rivière/fleuve	Température d'essai	Dose d'alun	Dose de polymère	Type de polymère	Alcalinité	pH	UVA_{254}	COD	SUVA	Turbidité filtrée	Aluminium résiduel
	°C	mg sec/L	mg/L		mg $CaCO_3$/L		cm^{-1}	mg/L	L/mg-cm	UTN	µg/L
Mille-Îles	7	35	0.25	Non ionique	34	7.36	0.062	3.16	1.97	0.06	42.07
Mille-Îles	7	40	0.25	Non ionique	30	7.05	0.053	2.84	1.87	0.07	28.82
Mille-Îles	7	45	0.25	Non ionique	29	6.75	0.048	2.63	1.83	0.06	17.29
Mille-Îles	7	50	0.25	Non ionique	24	6.65	0.043	2.42	1.78	0.06	19.86

Tableau A-1 : Données brutes des essais de coagulation (alun) (suite)

Mille-Îles	**7**	**55**	**0.25**	**Non ionique**	**22**	**6.65**	**0.041**	**2.33**	**1.75**	**0.05**	**12.38**
Mille-Îles	7	60	0.25	Non ionique	21	6.6	0.039	2.26	1.73	0.05	12.25
St-Laurent	10	5	0.25	Anionique	80	7.86	0.036	2.71	1.32	0.071	195.4
St-Laurent	10	10	0.25	Anionique	84	7.79	0.032	2.59	1.22	0.064	121.7
St-Laurent	10	15	0.25	Anionique	82	7.43	0.030	2.46	1.23	0.069	81.08
St-Laurent	**10**	**20**	**0.25**	**Anionique**	**82**	**7.73**	**0.026**	**2.18**	**1.20**	**0.064**	**78.61**
St-Laurent	10	25	0.25	Anionique	80	7.79	0.025	2.15	1.17	0.061	61.57
St-Laurent	10	35	0.25	Anionique	74	7.54	0.023	2.03	1.15	0.063	59.08
St-Hyacinthe	20	55	0.25	Anionique	60	6.95	0.102	4.56	2.24	0.447	62.5
St-Hyacinthe	20	60	0.25	Anionique	60	7.00	0.098	4.47	2.19	0.353	65.15
St-Hyacinthe	**20**	**65**	**0.25**	**Anionique**	**56**	**7.04**	**0.084**	**4.05**	**2.07**	**0.305**	**43.2**
St-Hyacinthe	20	70	0.25	Anionique	52	6.85	0.078	3.86	2.02	0.285	37.85

Tableau A-1 : Données brutes des essais de coagulation (alun) (suite)

St-Hyacinthe	20	75	0.25	Anionique	54	6.80	0.072	3.68	1.96	0.279	31
St-Hyacinthe	20	80	0.25	Anionique	50	6.88	0.074	3.70	2.00	0.267	35.15
St-Maurice	20	10	0.25	Cationique	7	6.65	0.143	5.47	2.61	0.143	100.6
St-Maurice	20	15	0.25	Cationique	7	6.93	0.108	4.32	2.50	0.069	68.2
St-Maurice	20	20	0.25	Cationique	6	6.82	0.092	3.75	2.45	0.087	49.25
St-Maurice	20	25	0.25	Cationique	6	6.87	0.077	3.39	2.27	0.069	23.85
St-Maurice	20	30	0.25	Cationique	4	6.76	0.068	3.09	2.20	0.087	18.9
St-Maurice	20	35	0.25	Cationique	3	6.61	0.052	2.56	2.03	0.076	8
St-Maurice	**20**	**40**	**0.25**	**Cationique**	**4**	**6.27**	**0.044**	**2.44**	**1.80**	**0.075**	**ND**
St-Maurice	20	45	0.25	Cationique	2	6.36	0.040	2.23	1.79	0.059	ND
Athabasca	20	100	0.25	Cationique	52	7.03	0.097	5.55	1.74	0.077	
Athabasca	20	110	0.25	Cationique	44	6.86	0.087	5.04	1.73	0.118	
Athabasca	20	120	0.25	Cationique	40	6.88	0.083	4.86	1.70	ND	
Athabasca	20	130	0.25	Cationique	40	6.73	0.074	4.61	1.61	0.084	

Tableau A-1 : Données brutes des essais de coagulation (alun) (suite)

Athabasca	20	140	0.25	Cationique	36	6.84	0.070	4.41	1.58	0.092	17.7
Athabasca	20	150	0.25	Cationique	32	6.74	0.065	4.28	1.52	0.083	16.1
Athabasca	**20**	**160**	**0.25**	**Cationique**	**26**	**6.54**	**0.061**	**4.01**	**1.52**	**ND**	**16.0**
Athabasca	20	170	0.25	Cationique	24	6.44	0.060	3.93	1.52	ND	25.4
Athabasca	20	175	0.25	Cationique	26	6.53	0.057	3.94	1.45	ND	
Athabasca	20	185	0.25	Cationique	18	6.36	0.055	3.68	1.49	ND	21.1
Athabasca	20	200	0.25	Cationique	ND	ND	0.052	3.60	1.44	ND	24.3
Athabasca	20	225	0.25	Cationique	ND	ND	0.050	3.45	1.44	ND	
Athabasca	20	250	0.25	Cationique	ND	ND	0.051	3.35	1.51	ND	
Souris	20	150	0.25	Cationique	79	6.93	0.158	8.06	1.96	0.096	39.8
Souris	20	160	0.25	Cationique	78	6.78	0.147	7.59	1.94	0.109	31.6
Souris	**20**	**170**	**0.25**	**Cationique**	**71**	**6.81**	**0.141**	**7.25**	**1.94**	**0.096**	**27.2**
Souris	20	180	0.25	Cationique	68	6.88	0.137	7.19	1.90	0.100	25.6
Souris	20	190	0.25	Cationique	63	6.71	0.127	6.75	1.88	0.173	22.9

Tableau A-1 : Données brutes des essais de coagulation (alun) (suite)

Souris	20	200	0.25	Cationique	65	6.90	0.130	6.66	1.95	0.086	25.1

A1.2 Données brutes des essais de coagulation (sulfate ferrique)

Tableau A-2 : Données brutes des essais de coagulation (sulfate ferrique)

Rivière/fleuve	**Température d'essai**	**Dose de sulfate ferrique**	**Dose de polymère**	**Type de polymère**	**Alcalinité**	**pH**	**UVA_{254}**	**COD**	**SUVA**	**Turbidité filtrée**	**Fer résiduel**
	°C	**mg sec/L**	**mg/L**		**mg $CaCO_3$/L**		**cm^{-1}**	**mg/L**	**L/mg-cm**	**UTN**	**µg/L**
Mille-Iles	7	52	0.25	Non ionique	30	7.24	0.072	3.22	2.23	0.22	73.25
Mille-Iles	7	60	0.25	Non ionique	28	7.01	0.067	3.06	2.17	0.20	63.34
Mille-Iles	7	68	0.25	Non ionique	26	6.83	0.054	2.64	2.05	0.24	72.1
Mille-Iles	7	76	0.25	Non ionique	26	6.79	0.053	2.61	2.03	0.18	69.18

Tableau A-2 : Données brutes des essais de coagulation (sulfate ferrique) (suite)

Mille-Iles	**7**	**83**	**0.25**	**Non ionique**	**20**	**6.62**	**0.046**	**2.20**	**2.09**	**0.27**	**98.46**
Mille-Iles	7	91	0.25	Non ionique	18	6.48	0.044	2.09	2.11	0.29	106.7
St-Laurent	10	8	0.25	Anionique							49.05
St-Laurent	10	16	0.25	Anionique	80	7.86	0.035	3.51	1.00	0.08	41.27
St-Laurent	10	24	0.25	Anionique							47.81
St-Laurent	**10**	**31**	**0.25**	**Anionique**	**78**	**7.76**	**0.026**	**3.47**	**0.75**	**0.08**	**33.76**
St-Laurent	10	38	0.25	Anionique							33.67
St-Laurent	10	52	0.25	Anionique	72	7.3	0.018	3.25	0.55	0.072	36.37
St-Hyacinthe	20	84	0.25	Anionique	58	7.03	0.117	4.77	2.45	0.345	ND
St-Hyacinthe	20	91	0.25	Anionique	54	6.83	0.099	4.40	2.25	0.338	ND
St-Hyacinthe	**20**	**99**	**0.25**	**Anionique**	**54**	**6.77**	**0.094**	**4.22**	**2.23**	**0.211**	**ND**
St-Hyacinthe	20	107	0.25	Anionique	48	6.77	0.089	3.99	2.23	0.341	ND

Tableau A-2 : Données brutes des essais de coagulation (sulfate ferrique) (suite)

St-Hyacinthe	20	114	0.25	Anionique	44	6.77	0.082	3.88	2.11	0.195	ND
St-Hyacinthe	20	121	0.25	Anionique	50	6.75	0.083	3.87	2.14	0.341	ND
St-Maurice	20	15	0.25	Cationique	6	6.41	0.209	5.16	4.05	0.207	344.35
St-Maurice	20	23	0.25	Cationique	6	6.59	0.188	4.68	4.02	0.205	410.65
St-Maurice	20	31	0.25	Cationique	4	6.63	0.163	4.24	3.84	0.216	340.75
St-Maurice	20	38	0.25	Cationique	4	6.55	0.136	3.77	3.61	0.247	223.5
St-Maurice	20	45	0.25	Cationique	2	6.50	0.113	3.56	3.17	0.189	94.8
St-Maurice	20	52	0.25	Cationique	2	6.40	0.066	2.90	2.28	0.097	ND
St-Maurice	**20**	**60**	**0.25**	**Cationique**	**2**	**6.19**	**0.05**	**2.42**	**2.07**	**0.057**	**ND**
St-Maurice	20	68	0.25	Cationique	1	6.01	0.04	2.05	1.95	0.060	ND
Athabasca	20	213	0.25	Cationique	26	6.63	0.062	3.96	1.57	ND	147.5
Athabasca	20	228	0.25	Cationique	24	6.58	0.056	3.68	1.51	ND	181.4
Athabasca	**20**	**243**	**0.25**	**Cationique**	**22**	**6.48**	**0.050**	**3.54**	**1.42**	**ND**	**188.7**
Athabasca	20	258	0.25	Cationique	14	6.40	0.045	3.04	1.48	ND	220.2

Tableau A-2 : Données brutes des essais de coagulation (sulfate ferrique) (suite)

Athabasca	20	281	0.25	Cationique	9	6.24	0.039	2.70	1.45	ND	268.2
Athabasca	20	304	0.25	Cationique	0	6.16	0.034	2.43	1.40	ND	325.1
Souris	20	228	0.25	Cationique	73	7.54	0.160	8.15	1.96	0.110	81.3
Souris	20	243	0.25	Cationique	73	7.44	0.137	7.20	1.90	0.131	120.0
Souris	**20**	**258**	**0.25**	**Cationique**	**73**	**7.20**	**0.133**	**7.03**	**1.89**	**0.100**	**122.4**
Souris	20	273	0.25	Cationique	62	6.88	0.121	6.55	1.84	0.110	156.2
Souris	20	288	0.25	Cationique	59	6.72	0.117	6.46	1.81	0.110	179.2
Souris	20	304	0.25	Cationique	57	6.79	0.118	6.20	1.90	0.140	166.0

A1.3 Données brutes des essais d'inter-ozonation

Tableau A-3 : Données brutes des essais d'inter-ozonation

Rivière/fleuve	Traitement	Température d'essai	Dose d'ozone	Alcalinité	pH	UVA_{254}	COD	SUVA	Turbidité filtrée
		°C	mg O_3/mg COD	mg $CaCO_3$/L		cm^{-1}	mg/L	L/mg-cm	UTN
Mille-Îles	Coagulation (alun)	7	0	24	6.9	0.043	2.42	1.79	0.06
Mille-Îles	**Coagulation (alun) + ozonation**	**7**	**0.50**	**24**	**6.57**	**0.025**	**2.36**	**1.08**	**0.06**
Mille-Îles	Coagulation (alun) + ozonation	7	1.00	22	6.55	0.018	2.58	0.70	0.07
St-Laurent	Coagulation (alun)	10	0	82	7.65	0.026	2.08	1.25	0.121
St-Laurent	**Coagulation (alun) + ozonation**	**10**	**0.50**	**74**	**7.68**	**0.018**	**2.33**	**0.77**	**0.115**

Tableau A-3 : Données brutes des essais d'inter-ozonation (suite)

St-Laurent	Coagulation (alun) + ozonation	10	1.00		7.64	0.014	2.15	0.65	0.12
St-Hyacinthe	Coagulation (alun)	20	0	60	6.86	0.085	3.73	2.28	0.09
St-Hyacinthe	**Coagulation (alun) + ozonation**	**20**	**0.50**	**54**	**6.87**	**0.045**	**3.72**	**1.21**	**0.12**
St-Hyacinthe	Coagulation (alun) + ozonation	20	1.00	53	6.74	0.033	3.63	0.91	0.149
St-Maurice	Coagulation (alun)	20	0	2	6.31	0.035	2.17	1.61	0.06
St-Maurice	**Coagulation (alun) + ozonation**	**20**	**0.50**	**3**	**6.4**	**0.020**	**2.22**	**0.90**	**0.056**

Tableau A-3 : Données brutes des essais d'inter-ozonation (suite)

St-Maurice	Coagulation (alun) + ozonation	20	1.00	2	6.35	0.018	2.37	0.76	0.061
Athabasca	Coagulation (alun)	20	0			0.061	4.19	1.46	0.135
Athabasca	**Coagulation (alun) + ozonation**	**20**	**0.50**			**0.030**	**4.2**	**0.71**	**0.15**
Athabasca	Coagulation (alun) + ozonation	20	1.00			0.021	4.07	0.51	0.103
Souris	Coagulation (alun)	20	0	97	7.02	0.147	7.82	1.88	0.122
Souris	**Coagulation (alun) + ozonation**	**20**	**0.50**	**0**	**7.28**	**0.07**	**7.22**	**1.01**	**0.07**

Tableau A-3 : Données brutes des essais d'inter-ozonation (suite)

Souris	Coagulation (alun) + ozonation	20	1.00	64	7.12	0.04	6.6	0.64	0.075

A1.4 Données brutes des essais d'adsorption sur CAP (ACTIFLO®Carb)

Tableau A-4 : Données brutes des essais d'adsorption sur CAP

Rivière/fleuve	**Traitement**	**Température d'essai**	**Dose de CAP frais**	**Dose de CAP recirculé**	**Alcalinité**	**pH**	**UVA_{254}**	**COD**	**SUVA**	**Turbidité filtrée**	**Ratio d'enlèvement**
		°C	**mg/L**	**g/L**	**mg $CaCO_3$/L**		**cm^{-1}**	**mg/L**	**L/mg-cm**	**UTN**	**mg COD enlevé/mg CAP**
Mille-Îles	Coagulation	7	0	3	24	6.9	0.043	2.42	1.79	0.06	
Mille-Îles	**Coagulation + CAP**	**7**	**5**	**3**	**26**	**6.65**	**0.011**	**1.13**	**0.99**	**0.06**	**1.00**
Mille-Îles	Coagulation + CAP	7	15	3	26	6.7	0.011	1.05	1.01	0.1	0.34
Mille-Îles	Coagulation + CAP	7	25	3	28	6.7	0.011	1.11	0.98	0.07	0.20
St-Laurent	Coagulation	10	0	3	82	7.6	0.026	2.08	1.25	0.121	

Tableau A-4 : Données brutes des essais d'adsorption sur CAP (suite)

St-Laurent	**Coagulation + CAP**	**10**	**5**	**3**	**80**	**7.93**	**0.017**	**1.23**	**1.38**	**0.075**	**0.34**
St-Laurent	Coagulation + CAP	10	15	3	82	7.74	0.018	1.16	1.55	0.055	0.12
St-Laurent	Coagulation + CAP	10	25	3	84	7.73	0.018	1.11	1.62	0.045	0.07
St-Hyacinthe	Coagulation	20	0	3	60	6.86	0.085	3.73	2.28	0.09	
St-Hyacinthe	**Coagulation + CAP**	**20**	**5**	**3**	**58**	**6.9**	**0.011**	**1.65**	**0.67**	**0.088**	**1.40**
St-Hyacinthe	Coagulation + CAP	20	15	3	58	7.24	0.011	1.58	0.70	0.081	0.47
St-Hyacinthe	Coagulation + CAP	20	25	3	58	7.36	0.010	1.52	0.66	0.094	0.29
St-Maurice	Coagulation	20	0	3	2	6.31	0.035	2.17	1.61	0.06	
St-Maurice	**Coagulation + CAP**	**20**	**5**	**3**	**10**	**6.42**	**0.016**	**1.52**	**1.05**	**0.077**	**0.89**

Tableau A-4 : Données brutes des essais d'adsorption sur CAP (suite)

St-Maurice	Coagulation + CAP	20	15	3	10	6.75	0.014	1.36	1.03	0.095	0.31
St-Maurice	Coagulation + CAP	20	25	3	9	6.85	0.013	1.27	1.02	0.095	0.19
Athabasca	Coagulation	20	0	3			0.061	4.19	1.46		
Athabasca	**Coagulation + CAP**	**20**	**5**	**3**			**0.016**	**1.93**	**0.83**		**2.31**
Athabasca	Coagulation + CAP	20	15	3			0.014	1.88	0.74		0.77
Athabasca	Coagulation + CAP	20	25	3			0.006	1.83	0.33		0.47
Souris	Coagulation	20	0	3	97	7.02	0.147	7.82	1.88	0.122	
Souris	**Coagulation + CAP**	**20**	**5**	**3**	**0**	**7.64**	**0.034**	**3.47**	**0.97**	**0.13**	**2.53**
Souris	Coagulation + CAP	20	15	3	78	7.9	0.035	3.44	1.02	0.071	0.85

Tableau A-4 : Données brutes des essais d'adsorption sur CAP (suite)

Souris	Coagulation + CAP	20	25	3	78	7.81	0.035	3.46	1.01	0.055	0.51

A1.5 Données brutes des essais d'échange d'ions (MIEX®)

Tableau A-5 : Données brutes des essais d'échange d'ions sur l'eau brute (avant coagulation)

Rivière/fleuve	**Température d'essai**	**Dose de résine**	**UVA_{254} individuel**	**UVA_{254} composite**	**COD composite**	**SUVA**	**Ratio d'enlèvement**
	°C	**mL/L**	**cm^{-1}**	**cm^{-1}**	**mg/L**	**L/mg-cm**	**mg COD enlevé/mL résine**
Mille-Îles	7	5.00	0.082	0.093	3.00	2.73	0.63
Mille-Îles	7	2.50	0.104	0.103	3.37	3.09	1.10
Mille-Îles	7	1.67	0.124	0.117	3.58	3.46	1.53
Mille-Îles	7	1.25	0.160	0.116	3.79	4.21	1.87
Mille-Îles	7	1.00	0.123	0.134	3.96	3.10	2.17
Mille-Îles	**7**	**0.50**	**0.194**	**0.176**	**ND**	**ND**	**ND**
St-Laurent	10	5.00	0.017	0.013	1.60	1.06	0.27

Tableau A-5 : Données brutes des essais d'échange d'ions sur l'eau brute (avant coagulation) (suite)

St-Laurent	10	2.50	0.019	0.017	1.73	1.10	0.48
St-Laurent	10	1.67	0.022	0.02	1.81	1.22	0.67
St-Laurent	10	1.25	0.022	0.022	1.89	1.16	0.83
St-Laurent	10	1.00	0.023	0.024	1.94	1.19	0.99
St-Laurent	**10**	**0.50**	**0.024**	**0.024**	**2.09**	**1.15**	**1.69**
Yamaska	20	5.00	0.087	0.087	3.24	2.69	1.09
Yamaska	20	2.50	0.106	0.093	3.64	2.91	2.01
Yamaska	20	1.67	0.124	0.103	3.97	3.12	2.81
Yamaska	20	1.25	0.14	0.111	4.22	3.32	3.56
Yamaska	20	1.00	0.147	0.119	4.47	3.29	4.20
Yamaska	**20**	**0.50**	**0.173**	**0.142**	**5.18**	**3.34**	**6.97**
St-Maurice	20	5.00	0.076	0.076	2.25	3.38	0.74
St-Maurice	20	2.50	0.093	0.084	2.62	3.55	1.33
St-Maurice	20	1.67	0.106	0.091	2.76	3.84	1.91

Tableau A-5 : Données brutes des essais d'échange d'ions sur l'eau brute (avant coagulation) (suite)

St-Maurice	20	1.25	0.119	0.099	2.92	4.08	2.43
St-Maurice	20	1.00	0.123	0.104	3.10	3.97	2.85
St-Maurice	**20**	**0.50**	**0.144**	**0.122**	**3.52**	**4.09**	**4.87**
Athabasca	20	5.00	0.1262	0.1262	4.80	2.63	1.73
Athabasca	20	2.50	0.2001	0.1646	5.72	3.50	3.10
Athabasca	20	1.67	0.2398	0.1866	6.56	3.66	4.14
Athabasca	20	1.25	0.245	0.1946	6.95	3.53	5.21
Athabasca	20	1.00	0.2683	0.2012	7.32	3.67	6.15
Athabasca	**20**	**0.50**	**0.2795**	**0.236**	**8.45**	**3.31**	**10.03**
Souris	20	5.00	0.1401	0.1401	7.79	1.80	1.67
Souris	20	2.50	0.1806	0.1629	8.61	2.10	3.01
Souris	20	1.67	0.198	0.1725	9.47	2.09	3.99
Souris	20	1.25	0.211	0.1833	9.44	2.24	5.35
Souris	20	1.00	0.225	0.1911	9.71	2.32	6.42

Tableau A-5 : Données brutes des essais d'échange d'ions sur l'eau brute (avant coagulation) (suite)

Souris	**20**	**0.50**	**0.2757**	**0.2204**	**10.7**	**2.58**	**10.87**

Tableau A-6 : Données brutes des essais de coagulation (alun) sur l'eau prétraitée à la résine

Rivière/fleuve	**Température d'essai**	**Dose d'alun**	**Alcalinité**	**pH**	**UVA_{254}**	**COD**	**SUVA**	**Turbidité filtrée**
	°C	**mg sec/L**	**mg $CaCO_3$/L**		**cm^{-1}**	**mg/L**	**L/mg-cm**	**UTN**
Mille-Îles	7	25	32	6.95	0.058	3.06	1.89	0.11
Mille-Îles	7	30	32	6.82	0.051	2.79	1.82	0.1
Mille-Îles	7	35	26	6.7	0.044	2.53	1.74	0.07
Mille-Îles	7	40	26	6.63	0.038	2.27	1.65	0.08
Mille-Îles	**7**	**45**	**ND**	**6.61**	**0.036**	**2.21**	**1.62**	**0.14**
Mille-Îles	7	50	22	6.58	0.034	2.10	1.63	0.06
St-Laurent	10	2	ND	8.07	0.020	2.14	0.93	0.10
St-Laurent	10	4	82	7.86	0.019	1.97	0.96	0.12
St-Laurent	10	6	84	7.84	0.020	1.87	1.07	0.13

Tableau A-6 : Données brutes des essais de coagulation (alun) sur l'eau prétraitée à la résine (suite)

St-Laurent	**10**	**8**	**80**	**7.91**	**0.021**	**1.78**	**1.18**	**0.12**
St-Laurent	10	10	80	7.7	0.018	1.74	1.03	0.11
St-Hyacinthe	**20**	**40**	**64**	**7.23**	**0.045**	**2.55**	**1.76**	**0.068**
St-Hyacinthe	20	45	ND	7.1	0.043	2.54	1.69	0.076
St-Hyacinthe	20	50	58	7.1	0.042	2.42	1.74	0.075
St-Hyacinthe	20	55	58	7.04	0.041	2.42	1.69	0.085
St-Hyacinthe	20	65	54	6.92	0.039	2.32	1.68	0.077
St-Maurice	20	25	3	6.58	0.024	1.71	1.40	0.09
St-Maurice	**20**	**30**	**4**	**6.58**	**0.022**	**1.59**	**1.38**	**0.056**
St-Maurice	20	35	ND	6.5	0.019	1.59	1.19	0.13
St-Maurice	20	40	2	6.43	0.017	1.40	1.21	0.065
Athabasca	20	120	ND	6.86	0.0483	3.63	1.33	0.63
Athabasca	**20**	**130**	**ND**	**ND**	**0.0444**	**3.43**	**1.29**	**0.696**

Tableau A-6 : Données brutes des essais de coagulation (alun) sur l'eau prétraitée à la résine (suite)

Athabasca	20	140	ND	6.66	0.0433	3.28	1.32	0.84
Athabasca	20	150	ND	6.54	0.0409	3.22	1.27	1.23
Athabasca	20	160	ND	6.45	0.0395	3.15	1.25	1.18
Souris	20	100	ND	7.52	0.115	7.09	1.62	0.08
Souris	**20**	**120**	**ND**	**7.46**	**0.1131**	**7.06**	**1.60**	**0.08**
Souris	20	130	ND	7.44	0.1112	6.80	1.64	0.08
Souris	20	140	ND	7.29	0.1097	6.66	1.65	0.08
Souris	20	150	ND	7.28	0.1075	6.62	1.62	0.08

A1.6 Données brutes des essais de nanofiltration spiralée (NF270™)

Tableau A-7 : Données brutes des essais de nanofiltration spiralée

Rivière/fleuve	Type d'eau	Alcalinité	pH	UVA_{254}	COD	SUVA	Turbidité
		mg $CaCO_3$/L		cm^{-1}	mg/L	L/mg-cm	UTN
Mille-Île	Eau brute	34	6.95	0.196	6.36	3.08	6.5
Mille-Île	Perméat	15	6.7	0.014	0.83	1.66	0.108
St-Laurent	Eau brute	ND	7.59	0.038	2.66	1.42	0.405
St-Laurent	Perméat	51	6.9	0.005	0.47	1.15	0.081
Yamaska	Eau brute	85	7.6	0.174	6.36	2.74	2.5
Yamaska	Perméat	56	7.6	0.016	0.80	2.05	0.091
St-Maurice	Eau brute	5	6.86	0.213	5.94	3.59	1.18
St-Maurice	Perméat	4	6.36	0.014	0.64	2.25	0.077
Athabasca	Eau brute	ND	7.99	0.362	12.00	3.02	206
Athabasca	Perméat	ND	8.4	0.065	2.77	2.33	0.123
Souris	Eau brute	149	7.95	0.401	15.40	2.60	3.8
Souris	Perméat	118	8.21	0.083	3.01	2.74	0.1

Annexe B Paramètres de conception et d'opération retenus pour l'analyse économique et détail des calculs d'estimation des coûts d'équipement

B1.1 Paramètres de conception et d'opération

Les tableaux qui suivent présentent les paramètres de conception et d'opération retenus pour l'estimation des coûts d'investissement en capital et d'opération.

Tableau B-1 : Paramètres de conception et d'opération du procédé ACTIFLO®

Dose d'alun (mg sec/L)	Rivière des Mille-Îles : 55 Fleuve St-Laurent : 20 Rivière Yamaska : 65 Rivière St-Maurice : 40 Rivière Athabasca : 160 Rivière Souris: 170
Dose de sulfate ferrique (mg liq/L)	Rivière des Mille-Îles : 83 Fleuve St-Laurent : 31 Rivière Yamaska : 99 Rivière St-Maurice : 60 Rivière Athabasca : 243 Rivière Souris: 258
Type de polymère	Polyacrylamide
Dose de polymère (mg/L)	0.25
Taux de perte de micro-sable (g/m3)	1
Vitesse de décantation (m/h)	40
Vitesse de filtration Dusenflo™ (m/h)	10

Tableau B-2 : Paramètres de conception et d'opération du procédé d'inter-ozonation

Paramètres ACTIFLO®	Idem tableau B-1
Dose d'ozone (mg O3/mg COD)	0.5
Type d'ozoneur	WEDECO PDO-1000™
Type de système d'injection d'ozone	Statiflo™
Mode de production d'ozone	Oxygène liquide – sur site
Dopage à l'azote (% v/v)	2

Tableau B-3 : Paramètres de conception et d'opération du procédé ACTIFLO®Carb

Paramètres ACTIFLO®	Idem tableau B-1
Configuration	ACTIFLOCarb ® TWIN
Type de CAP	PicaHydro MP-23
Dose de CAP (mg/L)	5
Dose d'alun	Rivière des Mille-Îles : 5,5 Fleuve St-Laurent : 2 Rivière Yamaska : 6,5 Rivière St-Maurice : 4 Rivière Athabasca : 16 Rivière Souris: 17

Tableau B-4 : Paramètres de conception et d'opération du procédé MIEX®

Dose de résine (mL/L)	0.5
Fréquence de remplacement (total) de la résine (an)	5
Régénérant utilisé	NaCl
Taux d'utilisation du régénérant (kg/MLD)	36
Dose d'alun	Rivière des Mille-Îles : 40 Fleuve St-Laurent : 8 Rivière Yamaska : 40 Rivière St-Maurice : 30 Rivière Athabasca : 130 Rivière Souris: 120
Autres paramètres ACTIFLO®	Idem tableau B-1

Tableau B-5 : Paramètres de conception et d'opération du procédé NF270™

Flux d'opération (LMH)	20
Pré-traitement	Micro-filtration (5µm)
Nombre de modules	ND
Nombre de membranes par module	ND
Dimensions des modules (m)	Diamètre : 0.2 Longueur : 1
Surface totale de membrane (m^2)	ND
Type de système d'injection de chaux	Chemco
Type de chaux utilisée	Chaux hydratée

B1.2 Calcul des coûts de production d'ozone

Tableau B-6 : Calcul des coûts en électricité pour la production d'ozone (pour 1 an)

Type d'eau	Débit d'opération	Dose O3	Capacité requise ozoneur	Consommation électrique ozoneur	Coût unitaire électricité	Coût électricité annuel pour production O3
	MLD	mg O3/mg COD	kg/d	kW-hr/kg O3 produit	$/kW-hr	$/an
Mille-Îles	20	0,5	24,69	16	0,06	8 653
Mille-Îles	20	1	49,39	16	0,06	17 305
St-Laurent	20	0,5	21,22	16	0,06	7 437
St-Laurent	20	1	42,45	16	0,06	14 874
Yamaska	20	0,5	38,06	16	0,06	13 337
Yamaska	20	1	76,12	16	0,06	26 673
St-Maurice	20	0,5	22,14	16	0,06	7 759
St-Maurice	20	1	44,29	16	0,06	15 518
Athabasca	20	0,5	42,76	16	0,06	14 981
Athabasca	20	1	85,51	16	0,06	29 963
Souris	20	0,5	79,80	16	0,06	27 960
Souris	20	1	159,59	16	0,06	55 921

Tableau B-7 : Calcul des coûts en électricité associés au système de dissolution d'ozone (pour 1 an)

Débit d'opération	Pertes de charge ligne de dissolution	Pertes de charge mélangeur statique	Masse volumique eau	Ɛ	Débit ligne de dissolution	Puissance requise ligne de dissolution	Débit mélangeur statique	Puissance requise mélangeur statique	Puissance requise système dissolution	Coût total annuel électricité système dissolution
MLD	m d'eau	m d'eau	kg/m3		m3/s	W	m3/s	W	W	$/an
20	20.40	0.71	1000	0.5	0.005	1853.0	0.2	3224.6	5077.6	2668.8

Tableau B-8 : Coûts totaux associés à l'électricité pour l'inter-ozonation (pour 1 an)

Type d'eau	Débit d'opération	Coût annuel électricité ACTIFLO®	Coût annuel électricité totale
	MLD	$/an	$/an
Mille-Îles	20	20232	31 554
Mille-Îles			40 206
St-Laurent			30 338
St-Laurent			37 775
Yamaska			36 237
Yamaska			49 574
St-Maurice			30 660
St-Maurice			38 418
Athabasca			37 882
Athabasca			52 864
Weyburn			50 861
Weyburn			78 822