POLYTECHNIQUE MONTRÉAL

affiliée à l'Université de Montréal

Performances du média Filtralite® appliqué à la filtration directe à la Ville de Montréal

SARRA BESBES

Département des génies civil, géologique et des mines

Mémoire présenté en vue de l'obtention du diplôme de *Maîtrise ès sciences appliquées*

Génie Civil

Décembre 2019

© Sarra Besbes, 2019.

POLYTECHNIQUE MONTRÉAL

affiliée à l'Université de Montréal

Ce mémoire intitulé :

Performances du média Filtralite® appliqué à la filtration directe à la Ville de Montréal

présenté par **Sarra BESBES**

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

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

Michèle PRÉVOST, présidente

Benoit BARBEAU, membre et directeur de recherche

Daniel THIBEAULT, membre externe

DÉDICACE

À mon mari,

You never know how strong you are until being strong is the only choice you have.

Bob Marley.

REMERCIEMENTS

J'aimerais commencer par remercier mon professeur et directeur de recherche Benoit Barbeau pour son enseignement et encadrement exceptionnels, son expertise étendue ainsi que sa grande disponibilité. Benoit, merci de m'avoir fait confiance et de m'avoir donnée l'opportunité de travailler sur un tel projet pilote! Merci d'être aussi animé par ce que tu fais et de m'avoir communiquée davantage ta passion pour le traitement de l'eau. Merci de m'avoir encouragée et soutenue durant cette maîtrise. Merci pour ton enthousiasme, ta bienveillance et ton calme. Ça fait toute une différence!

Ensuite, mes sincères remerciements s'adressent à Isabelle Papineau, pour sa grande contribution à mon projet. Isabelle, merci pour ton encadrement, ta disponibilité, ton efficacité remarquable et ta grande organisation. Sache que tu m'as beaucoup appris et que je te suis très reconnaissante. Merci également de m'avoir guidée tout au long du projet et de m'avoir appris à aller à l'essentiel.

J'aimerai remercier Mireille Blais pour toute son aide apportée au laboratoire et au pilote. Mireille tu es une superwoman, une femme à tout faire! Merci de m'avoir aussi bien formée pour opérer mon pilote. Merci d'avoir tant donné de ton temps et de ton énergie sur ce projet. Merci pour toutes les fois où tu es allée au pilote à ma place et pour toutes les fois où tu as surveillé mon pilote jour et nuit. Merci pour ton grand cœur et pour tes encouragements incessants.

Benoit, Isabelle et Mireille je vous suis tellement reconnaissante pour tous les acquis que j'ai appris à vos côtés. Avoir eu votre expertise combinée sur mon projet, représente un privilège pour moi.

Merci à mon jury Michèle Prévost et Daniel Thibault d'avoir accepté d'examiner mon mémoire, c'est grandement apprécié.

Je voudrais aussi remercier tout le personnel de la Chaire pour l'environnement de travail agréable, pour leurs supports et leurs expertises : Julie, Jacinthe, Kim, Valentin et Hana. Un grand merci à Yves, Gabriel et Tetiana pour votre aide et support pour la mise en route et l'opération du pilote. Merci à Laura et Adèle de m'avoir facilitée la vie tant de fois. Merci à Éric et Samuel de m'avoir aidée avec les essais de granulométries. Merci à mes collègues de la Chaire et amis que j'ai rencontrés durant cette maîtrise : Raja, Lena, Mathieu, Sanaz, Loic, Baptiste, Élodie, Andrea, Elham, Hamed, Saber, Lya, Pauline, Tahere, Louis-Clément, Otmane, Zhen, Oluchi, Flavia et Émile. Un grand merci à Raja pour cette belle amitié qui s'est développée entre nous, merci de

m’avoir supportée, encouragée et surtout de m’avoir inspirée à toujours faire mieux et plus! Un merci spécial à Mathieu, de m’avoir toujours proposée son aide et d’avoir bien répondu à mes questions. Aussi, Lena, merci pour ta douceur, ta gentillesse, merci de m’avoir encouragée et de m’avoir donné tant d’espoir quand je ne voyais plus clair. Merci pour toute ton aide pour que mon mémoire puisse voir le jour.

J’aimerai remercier mon mari Ahmed pour son amour, sa patience, sa compréhension et ses encouragements. Ahmed, merci d’avoir toujours été là pour moi. Merci pour tous les sacrifices que tu as faits pour que je puisse faire cette maîtrise. Sache que je n’y serai jamais arrivée sans toi et que je te serai toujours redevable. Je considère que si notre couple a pu survivre à cette aventure, il survira à tout!

Mes remerciements s’adressent également à ma famille et à ma belle-famille pour tous leurs soutiens et encouragements. À mes parents qui ont toujours cru en moi, sachez que je vous suis reconnaissante et que si je suis où je suis, c’est en partie grâce à vous. Merci à mes sœurs Ghina et Sana de m’avoir encouragée à poursuivre mes études supérieures. Merci à mes beaux-parents et à Bochra et Aymen d’avoir cru en moi et pour toute votre aide pour que je puisse avancer sur mes études. Par ailleurs, j’aimerai remercier mes amies Sara Kazza et Nathalie Bellier pour leurs supports, conseils et encouragements pour que je puisse arriver au bout de cette maîtrise.

Merci au personnel de la Ville de Montréal pour leur étroite collaboration, leur accueil chaleureux, leur gentillesse et d’avoir rendu notre passage à l’usine Charles-J.- Des Baillets des plus agréables.

I would like to thank Trevor Johnson from Sapphire Water and Leca International for having provided the needed support with the media Filtralite®.

J’aimerai enfin remercier l’espace Thèsez-vous. Merci d’exister et de m’avoir permis de rédiger dans un espace aussi agréable et de faire de belles rencontres.

Voilà, un chapitre de ma vie se termine, et ce n’est que le début!

RÉSUMÉ

L'usine Charles-J.-Des Baillets de la Ville de Montréal munie d'un procédé de filtration en ligne, traite généralement une eau brute de bonne qualité. En période de pointe de turbidité, cette dernière se voit affectée par les modifications apportées aux régimes hydrauliques du fleuve Saint-Laurent et de la rivière des Outaouais, particulièrement au printemps lors de la fonte des neiges. C'est ce qui fait en sorte que l'usine éprouve des difficultés à rencontrer les objectifs de turbidité à l'eau filtrée et à conserver une productivité acceptable de ses filtres à sable monocouches.

L'objectif principal de ce projet de recherche est d'optimiser l'étape de la filtration en ligne à l'usine Charles-J.- Des Baillets de la Ville de Montréal en termes d'abattement de turbidité et de capacité de production. Dans un premier temps, une étude pilote a été menée de mars à juillet 2019 avec l'unité mobile du CREDEAU. D'une part, l'étude a permis de comparer les quatre configurations de filtres suivantes : (1) sable/anthracite (S/A), (2) Filtralite® bicouche (F/F), (3) sable témoin de l'usine (S) et (4) Filtralite® monocouche (F). D'autre part, l'étude a permis de comparer en parallèle les 4 ratios de coagulants inorganique PAX-XL1900 vs organique polyDADMAC C592 suivants : 0-100, 20-80, 81-19 et 100-0. Les impacts (i) de la configuration de filtres et (ii) du ratio de coagulants ont été évalués à l'égard de la turbidité à l'eau filtrée et de la durée de cycle de filtration. Dans un second temps, des mesures de potentiel zêta ont été réalisées à l'échelle laboratoire pour identifier les doses nécessaires pour chaque ratio de coagulants permettant une neutralisation totale des charges en période de pointe de turbidité.

L'étude pilote a démontré qu'en temps normal, le filtre à sable témoin est le seul à avoir respecter l'objectif de turbidité à l'eau filtrée ≤ 0,15 UTN, mais qu'il n'a pas pu respecter l'objectif de durée de cycle ≥ 60h (32h). Il est suivi par le filtre Filtralite® monocouche qui a permis de maximiser la durée de cycle (84h) jusqu'à 2,6 fois celle du filtre à sable, contre une turbidité à l'eau filtrée légèrement supérieure (0,16 UTN). L'étude a donc permis de conclure que la réduction du ratio L/d_{10}, notamment des filtres grossiers par rapport au filtre à sable afin de réduire les pertes de charge se fait au détriment de la turbidité à l'eau filtrée produite.

Il a été démonté que le ratio de l'usine 81-19 a permis d'obtenir les turbidités à l'eau filtrées les plus élevées pour les 4 filtres et les durées de cycle les plus faibles. Le ratio 20-80 a globalement permis d'améliorer les turbidités aux eaux filtrées et de maximiser les durées de cycles de filtration. Il est ainsi recommandé d'augmenter le dosage du coagulant organique polyDADMAC C592 et de

réduire celui du coagulant inorganique PAX-XL1900. Un ratio variable qui dépendra de la qualité de l'eau brute serait plutôt à privilégier.

Les résultats des mesures de potentiels zêta avec les 4 ratios de coagulants en période de pointe de turbidité ont permis de constater que les doses permettant la neutralisation des charges sont extrêmement élevées et que l'utilisation de cet outil ne peut constituer un bon indicateur de la dose optimale pour une telle application en filtration directe.

En période de pointe, aucun des 4 filtres n'a pu respecter ni l'objectif de turbidité à l'eau filtrée ≤ 0,15 UTN, ni la durée de cycle ≥ 24h. Néanmoins, le filtre à sable était le plus performant avec une turbidité moyenne de 0,16 UTN qui dépasse de justesse le premier objectif mais pour une durée de cycle moyenne de 19h. L'étude pilote a dans ce sens permis de révéler la déficience de l'étape de la floculation à l'usine qui ne semble pas permettre d'augmenter la taille des flocs pour favoriser leur rétention sur des médias plus grossiers que le filtre témoin de l'usine. Une caractérisation de la taille des flocs formés à l'usine avant d'atteindre les filtres serait pertinente à réaliser pour appuyer cette hypothèse.

ABSTRACT

The Charles-J.-Des Baillets plant of the City of Montreal, equipped with an in-line filtration process, generally treats raw water of good quality. During peak turbidity periods, the latter is affected by changes in the hydraulic regimes of the St. Lawrence River and the Ottawa River, particularly in the spring during snowmelt. This makes it difficult for the plant to meet filtered water turbidity objectives and maintain good productivity in its single-layer sand filters.

The main objective of this research project is to optimize the in-line filtration stage at the Charles-J.- Des Baillets plant in terms of turbidity reduction and production capacity. As a first step, a pilot study was conducted during the months of March to July 2019 with the CREDEAU mobile unit. On the one hand, the study compared the following four filter configurations: (1) sand/anthracite (S/A), (2) two-layer Filtralite® (F/F), (3) plant control sand (S) and (4) single-layer Filtralite® (F). In parallel, the study compared the following 4 ratios of inorganic coagulant PAX-XL1900 vs organic polyDADMAC C592: 0-100, 20-80, 81-19 and 100-0. The impacts of (i) filter configuration and (ii) coagulant ratio were assessed with respect to the turbidity of filtered water and filtration cycle time. In a second step, zeta potential measurements were carried out at the laboratory level to identify the doses required for each coagulant ratio, allowing total charge neutralization during peak turbidity periods.

The pilot study showed that under normal circumstances, the control sand filter is the only one to have met the filtered water turbidity objective ≤ 0.15 NTU but was unable to meet the cycle time objective ≥ 60h (32 hours). The single-layer Filtralite® filter improved the cycle time (84 hours) by up to 2.6 times that of the sand filter, while producing a slightly higher filtered water turbidity (0.16 NTU). The study therefore concluded that the reduction in the L/d_{10} ratio aiming to reduce pressure drops, particularly of coarse filters compared to the sand filter, is at the expense of turbidity in the filtered water produced.

It has been demonstrated that the 81-19 plant ratio achieved the highest filtered water turbidity for the 4 filters as well as the lowest cycle times. The 20-80 ratio generally improved turbidity in filtered water and maximized filtration cycle times. It is therefore recommended to increase the dosage of the organic coagulant polyDADMAC C592 and to reduce the dosage of the inorganic coagulant PAX-XL1900. A varying ratio that will depend on the quality of the raw water would be preferable.

The results of the zeta potential measurements with the 4 coagulant ratios during turbidity peak periods showed that the doses allowing total charge neutralization are extremely high and that the use of this tool cannot constitute a good indicator of the optimal dose for such an application in direct filtration.

During turbidity peak periods, none of the 4 filters were able to meet either the filtered water turbidity target ≤ 0.15 NTU or the cycle time ≥ 24 hours. Nevertheless, the sand filter was the most efficient with a turbidity of 0.16 NTU, which just exceeds the first objective but for an average cycle time of 19 hours. In this sense, the pilot study revealed the deficiency of the flocculation stage at the plant, which does not seem to increase the size of the flocs to promote their retention on media coarser than the plant's control filter. A characterization of the size of the flocs formed at the plant before reaching the filters would be relevant to support this hypothesis.

TABLEAU DES MATIÈRES

DÉDICACE III

REMERCIEMENTS IV

RÉSUMÉ VI

ABSTRACT VIII

TABLEAU DES MATIÈRES X

LISTE DES TABLEAUX XIII

LISTE DES FIGURES XVI

LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS XX

LISTE DES ANNEXES XIX

CHAPITRE 1 INTRODUCTION 1

1.1 Mise en contexte 1

1.2 Organisation du mémoire 2

CHAPITRE 2 REVUE DE LITTÉRATURE 4

2.1 Coagulation et floculation 4

2.2 Coagulants inorganiques à base de sel d'aluminium 4

2.2.1 Mécanismes de la coagulation 7

2.2.2 Coagulants préhydrolysés 7

2.2.3 Considérations sanitaires 10

2.3 Polymères 12

2.3.1 Polymères cationiques 12

2.4 Conditions de mélange 16

2.5 Rôle du potentiel zêta 17

2.6 Utilisation de polymères cationiques en filtration directe 18

2.6.1 Dosages typiques en filtration directe de sels d'aluminium et de polyDADMAC 19
2.7 Filtration directe 20
2.7.1 Définition de la filtration directe 20
2.7.2 Application de la filtration directe 21
2.7.3 Crédits accordés à la filtration directe 22
2.7.4 Critères de conception des filtres rapides directs 23
2.7.5 Critères d'opération d'un filtre gravitaire 28
2.7.6 Application de la Filtralite® comme matériau de filtration 29
2.8 Synthèse et critique des travaux antérieurs 37
2.9 Objectifs et hypothèses de recherche 39
2.9.1 Objectifs de recherche 39
2.9.2 Hypothèses de recherche 40
CHAPITRE 3 MÉTHODOLOGIE 41
3.1 Étude en pilote industriel 41
3.1.1 Description de l'installation pilote 41
3.1.2 Stratégie de coagulation 45
3.1.3 Configurations des filtres 47
3.1.4 Critères d'opération 49
3.1.5 Paramètres de suivi 51
3.2 Essai à l'échelle laboratoire 53
3.2.1 Mesure du potentiel zêta 53
3.3 Analyse statistique des résultats 54
CHAPITRE 4 RÉSULTATS DES ESSAIS PILOTES 55
4.1 Évaluation de la représentativité des essais pilotes 55

4.1.1 Paramètres d'opération utilisés au pilote 55

4.1.2 Paramètres utilisés pour la comparaison des performances du filtre à sable témoin et des filtres de l'usine.....55

4.1.3 Comparaison des performances du filtre à sable témoin et des filtres de l'usine Charles-J.-Des Baillets 56

4.2 Résultats des essais pilotes 2019 62

4.2.1 Résultats des essais pilotes en dehors de la période de pointe de turbidité (≤ 5 UTN) 63

4.2.2 Performances des filtres durant la période de pointe de turbidité printanière (≥ 5 UTN) avec le ratio de coagulant 81-19.....89

4.3 Impact des conditions de mélange sur les performances de la filtration directe.....95

CHAPITRE 5 RÉSULTATS DES ESSAIS EN LABORATOIRE..... 97

5.1 Caractéristiques physico-chimiques de l'eau brute en pointe de turbidité.....97

5.2 Mesure du potentiel zêta en filtration directe.....97

5.2.1 Estimation des coûts d'achat de coagulants 102

CHAPITRE 6 DISCUSSION 103

6.1.1 Impact des conditions de mélange sur les performances de filtration.....103

6.1.2 Impact de la configuration des filtres sur leurs performances 104

6.1.3 Impact du dosage de coagulant sur les performances de filtration 106

6.1.4 Impact de la qualité de l'eau brute sur le choix du ratio de coagulants 106

6.1.5 Impact du choix du ratio de coagulants sur les performances de la filtration.....107

6.1.6 Rôle du potentiel zêta dans la sélection du dosage de coagulant 108

CHAPITRE 7 CONCLUSIONS..... 109

RÉFÉRENCES..... 111

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2.1 Caractéristiques de l'alun. 5

Tableau 2.2 Caractéristiques de quelques coagulants préhydrolysés à base de sels d'aluminium. .7

Tableau 2.3 Caractéristiques des polyDADMAC (Bolto et Gregory (2007)).....14

Tableau 2.4 Quelques exemples de polyDADMAC retrouvés sur le marché.....14

Tableau 2.5 Dosages typiques de sels d'aluminium et de polyDADMAC en filtration directe retrouvés dans la littérature. 20

Tableau 2.6 Critères requis pour les eaux brutes admissibles à un traitement en filtration directe. 21

Tableau 2.7 Crédits d'enlèvements des microorganismes cibles obtenus par la filtration directe assistée chimiquement (avec ou sans floculation préalable) (MELCC, 2019). 23

Tableau 2.8 Ratios L/d_{10} recommandés selon le type d'application (Kawamura, 2000).....25

Tableau 2.9 Caractéristiques physiques des médias conventionnels retrouvés dans la littérature (Crittenden et al., 2012).....27

Tableau 2.10 Critères de conception des filtres rapides à lavage intermittent (MELCC, 2019a)..27

Tableau 2.11 Composition chimique de la Filtralite® (https://www.filtralite.com/fr, 2019).....30

Tableau 2.12 Quelques exemples de Filtralite® Pure (https://www.filtralite.com/fr, 2019).....30

Tableau 2.13 Sommaire des configurations de filtres testés utilisant la Filtralite®.....34

Tableau 3.1 Caractéristiques de la pompe seringue. 42

Tableau 3.2 Scénario de fonctionnement à l'usine considéré pour la conception des floculateurs hydrauliques. 45

Tableau 3.3 Caractéristiques des ratios de coagulants testés et calendrier des essais 2019.....46

Tableau 3.4 Configuration des filtres pilotes à l'étude.....49

Tableau 3.5 Objectifs de traitement visés. 50

Tableau 3.6 Points de consigne pour l'opération des filtres. 50

Tableau 3.7 Paramètres de suivi en continu. 51

Tableau 3.8 Paramètres de suivi ponctuels. 52

Tableau 4.1 Points de consignes pour le traitement des données pilotes pour l'évaluation de la représentativité du filtre pilote avec les filtres de l'usine Charles-J.-Des Baillets. 56

Tableau 4.2 Paramètres utilisés pour la comparaison des performances du filtre témoin du pilote aux filtres de l'usine Charles-J.-Des Baillets. 56

Tableau 4.3 Caractéristiques moyennes de l'eau brute à l'usine et au pilote pour la période évaluée. 57

Tableau 4.4 Sommaire des performances des filtres à sable de l'usine dans le cadre de l'évaluation de la représentativité de l'usine Charles-J-. Des Baillets. 60

Tableau 4.5 Sommaire des performances du filtre à sable témoin du pilote dans le cadre de l'évaluation de la représentativité de l'usine Charles-J.- Des Baillets 61

Tableau 4.6 Performances des meilleurs filtres par galerie à l'usine en comparaison avec le filtre témoin du pilote. 62

Tableau 4.7 Comparaison des performances du filtre témoin du pilote aux filtres de l'usine pour une perte de charge en fin de cycle moyenne équivalente (1,50 m). 62

Tableau 4.8 Sommaire de la qualité de l'eau brute durant les essais pilotes en dehors de la période de pointe de turbidité. 63

Tableau 4.9 Sommaire des durées de cycle de filtration par filtre en dehors de la période de pointe de turbidité. 67

Tableau 4.10 Sommaire des pertes de charge initiales et totales et des progressions des pertes de charge par filtre en dehors de la période de pointe de turbidité. 69

Tableau 4.11 Rapports des diamètres effectifs des deux couches de médias et de leurs densités respectives pour les filtres bicouches. 69

Tableau 4.12 Sommaire des propriétés des médias filtrants testés (granulométries, profondeurs, porosités, sphéricités et ratios de performances). 72

Tableau 4.13 Classement des meilleurs ratios par filtre en moyenne du 95e centile.....77

Tableau 4.14 Sommaire des performances moyennes des durées et des pertes de charges des filtres selon les ratios de coagulants testés. 81

Tableau 4.15 Concentrations d'aluminium total à l'eau filtrée par filtre selon les 4 ratios volumétriques de coagulants (PAX-XL1900 : C592). 88

Tableau 4.16 Sommaire des caractéristiques de l'eau brute pour un cycle typique en période de pointe de turbidité.....91

Tableau 4.17 Moyennes des pertes de charges initiales et finales et taux de progression des pertes de charges pour les 4 filtres durant et avant la période de pointe de turbidité. 94

Tableau 5.1 Principales caractéristiques de l'eau brute en pointe de turbidité printanière. 97

Tableau 5.2 Sommaire des doses en mg liq./L permettant des potentiels zêta de -10, -5 et 0 mV. 100

Tableau 5.3 : Estimation des coûts d'achat des coagulants.....102

LISTE DES FIGURES

Figure 2.1 Concentrations des espèces hydrolysées d'Al (III) en équilibre avec les hydroxydes à 25°C à force ionique nulle (Duan & Gregory, 2003). 6

Figure 2.2 Structure du polymère cationique polyDADMAC Bolto et Gregory (2007). 14

Figure 2.3 Cycle de filtration typique d'un média granulaire (maturation, filtration efficace et percée) (Crittenden et al., 2012). 29

Figure 3.1 Photo du pilote (vue de côté). 41

Figure 3.2 Photo du pilote et de l'unité télescopique (vue de derrière). 41

Figure 3.3 Schéma du montage du pilote industriel. 42

Figure 3.4 Points d'injection de coagulant à l'usine. 43

Figure 3.5 Temps de résidence hydraulique après l'injection du coagulant jusqu'au dernier filtre de la galerie (scénario 3 pompes BP). 44

Figure 3.6 Photo du floculateur hydraulique 45

Figure 3.7 Configuration des filtres pilotes de gauche à droite : sable/anthracite, MonoMulti Filtralite®, Sable et Filtralite® NC. 48

Figure 4.1 Configuration des galeries de filtration à l'usine Charles-J. Des Baillets. 57

Figure 4.2 Sommaire des performances des filtres à sable de l'usine par galerie. Les barres représentent la médiane, les boites représentent les 25e et 75e centiles et les moustaches représentent le minimum et le maximum. 59

Figure 4.3 Critères fin de cycle de filtration pour les 4 filtres (S/A : sable/anthracite, F/F : Filtralite® bicouche, S : sable, F : Filtralite®). 64

Figure 4.4 Turbidité en fonction du temps de filtration pour un cycle typique de filtration (S/A : sable/anthracite, F/F : Filtralite® bicouche, S : sable, F : Filtralite®). 65

Figure 4.5 Perte de charge en fonction du temps de filtration pour un cycle typique de filtration (S/A : sable/anthracite, F/F : Filtralite® bicouche, S : sable, F : Filtralite®). 66

Figure 4.6 Pertes de charge finales par filtre en fonction de la durée de cycle de filtration en dehors de la période de pointe de turbidité où le point représente la moyenne et les barres représentent le minimum et le maximum. 68

Figure 4.7 Progression des pertes de charge en fonction de la perte de charge initiale par filtre en dehors de la période de pointe de turbidité. 70

Figure 4.8 Turbidité moyenne à l'eau filtrée des 4 filtres au 95e centile par cycle de filtration (moyenne, min, max) en dehors de la période de pointe de turbidité (S/A : sable/anthracite, F/F : Filtralite® bicouche, S : sable et F : Filtralite® monocouche).....73

Figure 4.9 Critères de fins de cycles de filtration par filtre selon les 4 ratios de coagulants testés en dehors de la période de pointe.....76

Figure 4.10 Turbidité moyenne à l'eau filtrée au 95e centile par cycle par filtre, pour les 4 ratios de coagulants (moyenne, +- écart type, minimum et maximum).....77

Figure 4.11 Durées de cycle par filtre en fonction des 4 ratios de coagulants en dehors de la période de pointe de turbidité (moyenne, +- écart type, min et max). 78

Figure 4.12 Pertes de charge en fin de cycle moyennes par filtre en fonction du ratio de coagulant (PAX-XL1900 : C592) (moyenne, +- écart type, min et max). 79

Figure 4.13 Pertes de charges initiales moyennes groupées par filtres en fonction des différents ratios de coagulants. 80

Figure 4.14 Progressions des pertes de charges moyennes groupées par filtres en fonction des différents ratios de coagulants.....82

Figure 4.15 Profil des pertes de charge des 4 filtres pour le ratio 81-19 en fin de cycle opérés à 6 m/h.....83

Figure 4.16 Profil des pertes de charge du filtre bicouche Filtralite® (F/F) en début et fin de cycles pour les ratios de coagulants 20-80 et 0-100.....84

Figure 4.17 Profil des pertes de charge du filtre bicouche à sable/anthracite en début et fin de cycle pour les ratios de coagulants 20-80 et 0-100.....85

Figure 4.18 Comparaison de la turbidité à l'eau brute en période de pointe de turbidité de 2019 avec les données historiques de 2003-2018. 90

Figure 4.19 Critères fin de cycles de filtration (%) pour les 4 filtres en période de pointe de turbidité pour le ratio de coagulant volumétrique 81-19 (PAX-XL1900 : C592). 90

Figure 4.20 Turbidité à l'eau filtrée en fonction du temps en période de pointe de turbidité pour le ratio volumétrique 81-19 (PAX-XL1900 : C592) avec une dose de 7,85 mg liq. /L.....92

Figure 4.21 Pertes de charges en fonction du temps en période de pointe de turbidité pour le ratio volumétrique 81-19 (PAX-XL1900 : C592) avec une dose de 7,85 mg liq. /L. 92

Figure 4.22 Turbidité moyenne à l'eau filtrée au 95e centile par cycle en fonction de la durée moyenne en période de pointe de turbidité (moyenne, minimum et maximum). 95

Figure 5.1 Potentiels zêta en fonction du ratio de coagulant volumétrique (PAX-XL1900 : C592) et de la dose appliquée : a) en mg liquide/L, b) en mg Al/L et c) en mg sec /L. 101

LISTE DES ANNEXES

Annexe A.1 : SÉQUENE DE LAVAGE DES FILTRES 119

LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

ACH	Chlorohydrate d'aluminium
AHA	Acides haloacétiques
Al	Aluminium
AWWA	American Water Works Association
BP	Basses pressions
CHA	Chloro-hydrate d'aluminium
CMA	Concentration maximale admissible
COD	Carbone organique dissous
COT	Carbone organique total
CREDEAU	Centre de recherche, développement et validation des technologies et procédés de traitement des eaux
Cu	Coefficient d'uniformité
DC	Densité de charge
DMA	Diméthylamine
d_{10}	Diamètre effectif
F	Filtralite® monocouche
F/F	Filtralite® bicouche
HC	Densité élevée
HNO_3	Acide nitrique
NC	Densité normale
NDMA	N-nitrosodiméthylamine
N-E	Nord-Est

NH_2Cl	Chloramine
N-O	Nord- Ouest
MA	Maladie d'Alzheimer
MELCC	Ministère de l'Environnement et de la Lutte contre les changements climatiques
MNU	Mise à niveau des usines
MON	Matière organique naturelle
PACl	Polychlorure d'aluminium
PASS	Polyaluminium sulfate silicate
PEXEP	Programme d'Excellence en Eau Potable
PM	Poids moléculaire
RMN	Résonance magnétique nucléaire
RQEP	Règlement sur la qualité de l'eau potable
S	Sable
S/A	Sable/anthracite
SCADA	Supervisory Control and Data Acquisition
S-E	Sud-Est
S-O	Sud-Ouest
THM	Trihalométhanes
TRH	Temps de résidence hydraulique
UTN	Unité de Turbidité Néphélométrique
VOR	Valeurs opérationnelles recommandées

CHAPITRE 1 INTRODUCTION

1.1 Mise en contexte

La qualité de l'eau potable est une préoccupation majeure de santé publique qui est toujours d'actualité au Québec. L'objectif premier du traitement de l'eau potable est de prévenir le risque d'exposition de la population à des microorganismes pathogènes. Depuis l'adoption du Règlement sur la qualité de l'eau potable (RQEP) en 2001, les exigences relatives au traitement de l'eau potable et à sa distribution se sont davantage resserrées. Afin de s'y conformer, la Ville de Montréal a procédé à la mise aux normes de ses usines (MNU) de production d'eau potable, notamment l'usine Charles-J.-Des Baillets. L'inauguration de l'usine Charles-J.-Des Baillets remonte à l'année 1973 et elle offre une capacité de production journalière de 1 136 000 m^3/d. Les usines Charles-J.-Des Baillets et Atwater desservent environ 1 539 000 personnes, ce qui représente 88% de la population de l'île de Montréal.

Initialement, la filière de traitement en place comprenait une étape de filtration directe rapide sur sable (sans coagulation), une ozonation et une chloration. La filtration est la dernière barrière physique pour l'enlèvement des microorganismes pathogènes de l'eau potable. Depuis la mise aux normes, l'étape de post-ozonation a été conçue principalement pour contrôler les problèmes de goûts et odeurs et pour oxyder la matière organique et les micropolluants.

L'usine puise son eau brute du fleuve Saint-Laurent à environ 500 mètres de la berge en amont des rapides de Lachine. La localisation stratégique de sa prise d'eau lui confère globalement une eau brute de bonne qualité sur toute l'année avec respectivement une turbidité et une concentration de carbone organique dissous (COD) inférieures typiquement à 5 UTN et à 3 mg C/L (Kazza, 2015).

Malgré la stabilité de la qualité de l'eau brute, la filière de l'usine Charles-J.-Des Baillets ne respectait plus certaines normes à la suite de l'adoption du RQEP, en particulier le besoin de 3 logs d'abattement pour *Cryptosporidium*. Les travaux de mise à niveau de l'usine (MNU) avaient pour objectif de renforcer la filière de traitement de l'usine de manière à assurer l'enlèvement des microorganismes pathogènes de référence. Ceci s'est fait par l'ajout d'une désinfection aux rayonnements UV avant l'étape de chloration.

Des modifications aux régimes hydrauliques du fleuve Saint-Laurent et de la rivière des Outaouais au cours des dix dernières années, particulièrement au printemps lors de la fonte des neiges, ont été

associées à des turbidités élevées atteignant 20 UTN. L'occurrence de ces évènements rares semble cependant de plus en plus fréquente. Face à ces changements de qualité d'eau, la Ville de Montréal souhaite optimiser l'étape de la filtration en ligne à l'usine Charles-J.-Des Baillets de manière à augmenter la résilience de la filière de traitement. Plus précisément, la Ville a décidé d'évaluer la possibilité d'adopter une stratégie de coagulation annuelle plutôt que saisonnière dans le but de doter les réacteurs UV d'une redondance quant à l'atteinte du taux d'élimination du *Cryptosporidium* requis par le RQEP. En revanche, la conception des filtres à sable monocouches n'a pas été révisée lors de la mise aux normes de l'usine. Par conséquent, la productivité de l'étape de filtration est limitée durant la période critique de pointe de turbidité par la progression de pertes de charge qui dictent la fin de cycles de filtration.

L'objectif de ce projet est d'optimiser la filtration en ligne à l'usine Charles-J.-Des Baillets pour assurer une meilleure gestion des pointes de turbidités saisonnières et pour rencontrer les exigences du RQEP en tout temps. À cette fin, une étude pilote a été menée sur site avec l'unité mobile du CREDEAU. D'une part, il est visé d'optimiser l'étape de coagulation annuelle afin de garantir l'atteinte du taux d'élimination requis pour les protozoaires parasites. Ceci implique une optimisation du ratio de coagulants inorganique et organique nécessaire pour maintenir une turbidité à l'eau filtrée ≤ 0,15 UTN en tout temps et même ≤ 0,10 UTN en dehors de la période pointe de turbidité pour se conformer au Programme d'Excellence en Eau Potable (PEXEP). D'autre part, il est proposé de tester d'autres médias filtrants plus légers et plus poreux en remplacement du sable de l'usine pour diminuer les pertes d'eau lors des rétrolavages des filtres et pour augmenter les durées de cycle de filtration. La Filtralite®, un média à base d'argile expansée chauffée à 1200°C, est prisée pour sa structure poreuse et sa surface de contact élevée, permettrait une meilleure rétention des particules et favoriserait des cycles de filtration plus longs que les filtres à sables de l'usine. Il est donc d'intérêt d'évaluer si un simple remplacement du média filtrant permettrait d'accroître la productivité de l'étape de filtration sans compromettre la qualité de l'eau filtrée produite.

1.2 Organisation du mémoire

Le présent mémoire est composé de 7 chapitres. Le chapitre 2 présente la revue de littérature axée principalement sur la filtration directe, mais aussi sur l'impact des procédés de coagulation/floculation sur cette dernière. Cette revue est suivie par les objectifs de recherche et

les hypothèses utilisés dans le cadre de ce projet. Le chapitre 3 présente la méthodologie des essais en continu avec l'unité mobile du CREDEAU et celle des essais au laboratoire. Les chapitres 4 et 5 présentent respectivement les résultats obtenus à l'échelle pilote et à l'échelle laboratoire. Ensuite, le chapitre 6 discute les résultats obtenus et présente les conclusions tirées du projet. Enfin, le chapitre 7 résume les principaux résultats obtenus sous forme de conclusion générale.

CHAPITRE 2 REVUE DE LITTÉRATURE

La présente revue de littérature porte sur le procédé de filtration directe, soit l'opération d'un filtre en absence d'un prétraitement de décantation. L'efficacité de la filtration directe dépend de l'efficacité de la coagulation. Dans un premier temps, les procédés de coagulation/floculation seront donc abordés, incluant la sélection des coagulants et aides-coagulants les plus couramment utilisés, leurs mécanismes d'action ainsi que leur effet sur les performances de la filtration directe. En second lieu, les conditions d'application de la filtration directe, ses critères de conception ainsi que l'impact du choix des médias filtrants seront présentés.

2.1 Coagulation et floculation

Les procédés de coagulation et de floculation sont largement utilisés en traitement des eaux pour obtenir une séparation liquide/solide à l'aide des procédés subséquents tels que la décantation et/ou la filtration. Le rôle de la coagulation est de déstabiliser les particules présentes dans l'eau, qui sont généralement chargées négativement et qui ont donc tendance à se répulser (Crittenden, Trussell, Hand, Howe, & Tchobanoglous, 2012). Ce processus se caractérise par l'ajout d'un produit chimique appelé coagulant et par sa dispersion rapide. La coagulation est suivie dans la majorité des cas d'une étape de floculation avec un mélange lent qui a pour objectif de favoriser l'agglomération des particules déstabilisées et ainsi former un agrégat appelé floc.

2.2 Coagulants inorganiques à base de sel d'aluminium

Les coagulants inorganiques à base de sels d'aluminium sont largement utilisés en traitement des eaux. Leur efficacité a été éprouvée pour le traitement de plusieurs types d'eau et ce, à moindre coût et pour l'enlèvement d'un large éventail d'impuretés notamment les particules, les colloïdes et la matière organique dissoute (Duan & Gregory, 2003); Edzwald, J. K. (1993); (Wang, Y., Gao, Xu, Xu, & Xu, 2009). Le coagulant le plus populaire est le sulfate d'aluminium dit Alun ($Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$) en raison de sa disponibilité, sa facilité de mise en œuvre et sa rentabilité (Kawamura, Susumu, 1991). Les principales caractéristiques de l'alun sont présentées dans le Tableau 2.1.

Tableau 2.1 Caractéristiques de l'alun.

Coagulant	Formule chimique	Aluminium concentration (% wt)	Densité (kg/L)
Sulfate d'aluminium (Alun)	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14\ H_2O$	3,0-4,5	1,34

Aussitôt que l'alun est introduit dans l'eau, il se dissocie d'abord pour former des ions Al^{3+}. Ces ions trivalents s'hydratent et procèdent rapidement à des réactions d'hydrolyse d'aluminium de manière incontrôlée pour former des espèces ioniques solubles et un précipité solide (Werner Stumm, 1962). Van Benschoten et Edzwald (1990) énoncent que la majorité des espèces formées sont des monomères caractérisées par leur courte durée de vie et leur rapide précipitation en un hydroxyde d'aluminium amorphe, soit $Al\ (OH)_3$. Ce précipité serait responsable du mécanisme de neutralisation des charges vu la rapidité de son processus de formation qui est de l'ordre de 1-2 secondes (Licsko, 1997).

Les réactions simplifiées de l'hydrolyse de l'aluminium sont présentées ci-dessous :

$$Al_2(SO_4)_3 \leftrightarrow\ 2Al^{3+} + 3\ SO_4{}^{2-}$$

$$Al^{3+} + 3\ OH^- \leftrightarrow Al(OH)_{3(solide)}$$

$$Al^{3+} \leftrightarrow\ AlOH^{2+} + H^+$$

$$AlOH^{2+} \leftrightarrow Al(OH)_2{}^+ + H^+$$

$$Al(OH)_2{}^+ \leftrightarrow Al(OH)_{3\ (aqueux)} +\ H^+$$

$$Al(OH)_{3\ (aqueux)} \leftrightarrow\ Al(OH)_4{}^- + H^+$$

La réaction d'hydrolyse permet la libération des ions H^+, ce qui a pour effet de réduire le pH et de consommer l'alcalinité. Le pH de la solution impacte grandement l'efficacité de la coagulation. Il existe une plage de pH optimale pour chaque coagulant à base de sels où sa solubilité est minimale. La Figure 2.1 présente la plage de pH optimale pour l'aluminium. La plage optimale de pH où les hydroxydes d'aluminium sont abondants se situe entre 6,0 et 7,5; contribue à former des flocs de plus grandes tailles qui sont favorables à une séparation solide/liquide (McCurdy, Carlson, & Gregory, 2004). À cet effet, Packham (1962) suggère une zone de pH optimale comprise entre 5,5 et 7,2, néanmoins, la charge positive des hydroxydes ainsi formés y est plus faible. Dans le cas où

les conditions physico-chimiques de pH notamment ne sont pas favorables à la formation de flocs, une concentration d'aluminium résiduel élevée peut se retrouver à l'eau finie (Nilsson, 1992).

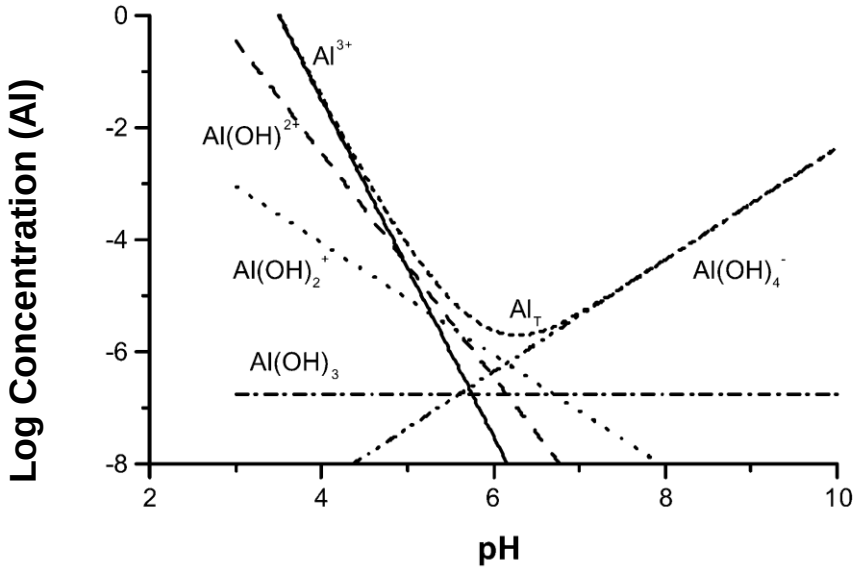

Figure 2.1 Concentrations des espèces hydrolysées d'Al (III) en équilibre avec les hydroxydes à 25°C à force ionique nulle (Duan & Gregory, 2003).

L'efficacité de la coagulation dépend de la température qui impacte la solubilité des hydroxydes qui affecte à son tour le pH de la coagulation et les conditions de précipitation. De plus la température influence la vitesse de l'hydrolyse des coagulants à base de sels métalliques (Duan & Gregory, 2003). Ainsi, la plage de pH optimale est réduite ce qui affecte la solubilité des hydroxydes formés. Dans ce sens, il a été prouvé que l'alun était moins efficace en hiver, car les flocs formés étaient moins denses et de petites tailles et donc étaient plus susceptibles au bris lors du cisaillement (Hanson & Cleasby, 1990). À cette fin, des coagulants préhydrolysés représentent des alternatives attrayantes à l'alun pour les raisons suivantes (Gebbie, 2001) :

- Ils sont moins affectés par les changements de température de l'eau;
- Réagissent moins avec l'alcalinité et ont donc peu d'effet sur la réduction du pH de la solution;
- Nécessitent moins d'ajustement de pH avec un dosage d'acide avant leur injection;
- Présentent de plus faibles concentrations d'aluminium résiduels à l'eau finie.

2.2.1 Mécanismes de la coagulation

Parmi les quatre mécanismes de la coagulation des eaux, deux ont été reconnus les plus impliqués dans la déstabilisation des particules lorsque des coagulants préhydrolysés sont utilisés : (1) adsorption et neutralisation des charges et (2) emprisonnement des particules dans un précipité plus connu sous le nom de «sweep flocculation» (Duan & Gregory, 2003). Le premier mécanisme est obtenu par l'ajout d'une quantité suffisante de cations qui s'adsorbent à la surface des particules chargées négativement de manière à neutraliser leurs charges. Une re-stabilisation des particules est possible lorsque la quantité de coagulant dosée est très élevée résultant en une adsorption excessive de cations et donc en une inversion des charges (O'Melia, 1969). Quant au deuxième mécanisme, il est dominant lorsque la dose de coagulant est suffisamment élevée pour former un précipité qui emprisonne les flocs formés de particules chargées négativement. Étant donné que l'objectif de la filtration directe est de former des flocs de petites tailles filtrables connus sous le nom de « pin flocs» (Cleasby, J. & Logsdon, 1999), le mécanisme dominant de la coagulation pour une telle application repose sur la neutralisation des charges.

2.2.2 Coagulants préhydrolysés

Les principaux coagulants préhydrolysés à base de sels d'aluminium utilisés en traitement des eaux sont le polyaluminium sulfate silicate (PASS), le polychlorure d'aluminium (PACl) et le chloro-hydrate d'aluminium (CHA). Le Tableau 2.2 présente leurs principales caractéristiques.

Tableau 2.2 Caractéristiques de quelques coagulants préhydrolysés à base de sels d'aluminium.

Coagulants	**Formule chimique**	**Concentration d'aluminium (% wt)**	**Basicité (%)**	**Densité (Kg/L)**
Polyaluminium silicate sulfate (PASS) (e.g. PASS10*)	$Al_a(OH)_b(SO_4)_c(SiO_x)_d$	5,4	54	1,34
Polychlorure d'aluminium (PACl) (e.g. PAX-XL3932G*)	$(Al_n(OH)_mCl(3n-m))_x$ ° (n=2 et m=3)	10,4	82	1,30
Chlorohydrate d'aluminium (CHA) (e.g. PAX-XL1900*)	$(Al_n(OH)_mCl(3n-m))_x$ ° (n=2 et m=5)	12,4	83	1,34

*Kemira, Canada / ° (Gebbie, 2001)

2.2.2.1 Le Polychlorure d'aluminium (PACl)

Le PACl est plus efficace que les sels d'aluminium conventionnels tels que l'alun et le $AlCl_3$ pour différents types d'applications. Outre sa vitesse d'agrégation rapide, il est moins sensible aux variations de la température et de pH (Gao, Hahn, & Hoffmann, 2002; Matsui, Yuasa, Furuya, & Kamei, 1998). Les espèces composant le polyaluminium ont une densité de charge supérieure à celles de l'alun lui procurant une forte capacité de neutralisation des charges réduisant ainsi les dosages et les volumes de boues produits (McCurdy et al., 2004). De plus, les flocs formés avec des coagulants à base de polyaluminium sont plus gros et plus robustes que ceux formés avec l'alun (Gregory, J. & Rossi, 2001). Pour des densités équivalentes, la déposition des grosses particules est plus rapide que celle des plus petites (Jarvis, Jefferson, Gregory, & Parsons, 2005), résultant en une meilleure efficacité d'abattement (Boller & Blaser, 1998). Il a été démontré que l'efficacité du PACl était supérieure à celle de l'alun pour la réduction de la turbidité et des concentrations d'aluminium résiduel à l'eau finie en filtration directe et qu'aucun ajustement de pH n'était nécessaire en amont de son injection (Zarchi, Friedler, & Rebhun, 2013; Zouboulis, Traskas, & Samaras, 2008). Les performances de la filtration directe utilisant du PACl avec un degré de basicité élevée ont été améliorées en termes d'abattement de la turbidité et de réduction du taux de développement des pertes de charges comparativement à celles de l'alun (Edzwald J.K., 2000).

2.2.2.1.1 Préparation du PACl

Pour le coagulant à base de polyaluminium, une base est ajoutée (e.g. NaOH) lors de sa production pour le préhydrolyser. Ceci est fait dans des conditions contrôlées de mélange et de température pour former des polymères d'hydroxyde d'aluminium chargés positivement (Zarchi et al., 2013). Les coagulants à base de chlorure de polyaluminium n'ont pas une formule chimique unique contrairement à l'alun. Ils sont toutefois caractérisés par leur pourcentage de basicité qui représente leur degré de neutralisation *r*. La basicité B se définit comme étant le rapport molaire des ions hydroxydes $[OH^-]$ par les ions aluminium $[Al_{Tot}]$. En d'autres mots, des coagulants avec des basicités élevées sont moins enclins à réduire le pH de l'eau. Saltnes, T. (2002) indique qu'en général, *r* est compris entre 0,3 et 2,5 dans une solution pour les produits commercialisés, équivalent à une basicité entre 10 et 83%. En contrepartie, les polymères formées deviennent moins stables à mesure que le ratio *r* augmente, ce qui rend l'entreposage du PACl plus problématique (Crittenden et al., 2012). La basicité est décrite par l'équation suivante :

Équation 1 :

$$Basicité\ (\%) = (100/3) \times \frac{[OH^-]}{[Al_{Tot}]}$$

Quand le polyaluminium se dissout dans l'eau, les espèces formées dépendent de la basicité du produit. Le polyaluminium tient son nom des espèces polynucléaires formées. Par exemple, les espèces monomériques telles que Al^{3+} et $AlOH^{2+}$ sont dominantes lorsque la basicité est faible (inférieure à 33%), ce qui est le cas pour l'alun. Cependant, pour une basicité supérieure à 40%, le polymère cationique Al_{13}^{7+} est dominant. La neutralisation des charges est reconnue comme étant le mécanisme responsable de la coagulation pour l'Al_{13}. De plus, une adsorption des particules chargées négativement est obtenue avec la charge positive élevée du coagulant.

2.2.2.1.2 Espèces formées

Il est possible de contrôler le degré d'hydrolyse du coagulant à base de polyaluminium durant sa fabrication contrairement aux sels d'aluminium traditionnels et même de fabriquer sur mesure les espèces d'Al hydrolytiques augmentant ainsi son efficacité pour la réduction de la turbidité (Chen et al., 2006). Les conditions de production du coagulant déterminent le degré de stabilité du polymère et le ratio entre les polymères et les monomères (Wang, D., Tang, & Gregory, 2002). À la suite de l'injection du coagulant à base de polyaluminium, le polynucléaire Al demeure suffisamment stable durant une durée de temps assez longue (Chen et al., 2006). Le PACl est composé de différentes espèces d'hydrolyse d'Al(III) qui sont considérées comme stables pour procéder ultérieurement à une hydrolyse (Wu, Ge, Wang, & Tang, 2009).

Ces espèces peuvent être classifiées sous trois catégories à l'aide de la technique par spectroscopie de résonance magnétique nucléaire (RMN) du noyau ^{27}Al : (i) Al_{mono} représentant les espèces d'aluminium monomères et dimères, (ii) Al_{13} sous la forme d'AlO_4 $Al_{12}(OH)_{24}$ $H_2O_{12}^{7+}$ et (iii) $Al_{colloïdal}$ comprenant des polymères d'aluminium et des précipités $Al(OH)_3$ (Wang, Y. et al., 2009). Plusieurs facteurs influencent la charge et la dominance des types d'espèces d'hydroxyde d'aluminium formées tels que la qualité de l'eau brute, le compte de particules et le pH de la solution (Zarchi et al., 2013).

Les espèces d'hydrolyse d'Al(III) formées impactent les mécanismes de la coagulation et par conséquent les performances obtenues (Yan, Wang, Qu, He, & Chow, 2007). L'interaction entre l'alun et les particules dans l'eau se fait principalement à travers les monomères et le précipité $Al(OH)_3$, alors que celle du PACl, elle se fait avec le polymère tridécamère Al_{13}.

Le polymère tridécamère Al_{13}, représenté sous la forme $Al_{13}O_4(OH)_{24}(H_2O)^{7+}$ joue un rôle prépondérant dans le coagulant (Bottero, Cases, Fiessinger, & Poirier, 1980; Van Benschoten & Edzwald, 1990). Chen et al. (2006) reconnaissent que les espèces Al_{13}^{7+} contenues dans le PACl sont les plus efficaces pour la coagulation en raison de leur capacité élevée à neutraliser les charges, leur taille moléculaire nanométrique et leur structure très stable. Dans ce sens, des concentrations élevées d'Al_{13}^{7+} sont préconisées pour la production de PACl. Néanmoins, les coagulants de polyaluminium commercialisés contiennent une faible portion d'Al_{13}^{7+} étant donné qu'il est difficile de les agréger (Wang, W. Z. & Hsu, 1994).

Les différentes espèces formées dans le coagulant ainsi que leurs mécanismes d'adsorption interviennent de manière distincte dans la processus de déstabilisation des particules et leur agrégation (Wu, Ge, Wang, & Tang, 2007). Ye et al. (2007) ont admis que le mécanisme d'adsorption prépondérant du PACl est de nature électrostatique, contrairement à l'alun où le mécanisme d'adsorption repose majoritairement sur la précipitation chimique. En plus des mécanismes de neutralisation des charges et du « *patch* électrostatique » reconnus responsables du processus de la coagulation du PACl, le pontage y serait aussi impliqué dans le cas où des espèces de plus grandes tailles seraient formées à l'avance ou in-situ; tandis que pour l'alun, les mécanismes dominants sont la neutralisation des charges et le « sweep flocculation » vu la présence d'espèces hydrolysantes dans la solution (Wu et al., 2009). Par conséquent, l'utilisation du PACl plutôt que de l'alun serait plus adaptée pour former des micro-flocs en amont de la filtration directe (Wu et al., 2009).

2.2.3 Considérations sanitaires

L'usage de coagulants à base d'aluminium entraine souvent des concentrations d'aluminium résiduel à l'eau traitée supérieures à celles retrouvées initialement à l'eau brute (Robert G. Miller & Ulmer, 1984; Srinivasan, Viraraghavan, & Subramanian, 1999). C'est ce qui suscite des inquiétudes quant à leurs potentiels effets neurotoxiques sur la santé humaine (World Health Organization, 2017). Il n'existe aucun doute que l'aluminium a été reconnu comme un élément

neurotoxique puissant et que les liens entre sa présence dans l'eau potable et la maladie d'Alzheimer (MA) ne peuvent être écartés (Flaten, 2001). Les avis demeurent encore controversés, où certains affirment qu'il constitue un des éléments responsables de la pathogenèse de la MA, mais qu'il n'est pas encore possible de reconnaître son mécanisme de toxicité sur cette maladie (Gupta et al., 2005). Tandis que d'autres avancent que le lien de cause à effet reste encore à établir (Flaten, 2001). D'où l'intérêt de contrôler les dosages de coagulants à base d'aluminium dans les usines de traitement d'eau potable.

Santé Canada (1998) n'avait pas déterminé de recommandation basée sur la santé pour l'aluminium dans l'eau potable, vu l'absence de preuves irréfutables à cette époque attestant qu'il causerait des effets nocifs chez les humains. Aucun objectif esthétique n'a non plus été établi. Santé Canada (2019a) a toutefois suggéré des valeurs opérationnelles recommandées (VOR) afin de minimiser les concentrations d'aluminium résiduel. Dans de telles considérations, les usines de purification d'eau potable utilisant des coagulants à base de sels d'aluminium ne devraient pas dépasser une VOR en aluminium (i) de 100 µg/L pour celles munies de traitements conventionnels et (ii) de 200 µg/L pour celles munies d'autres types de traitement notamment la filtration directe. Le contrôle du pH de la coagulation peut être une option pour favoriser le respect de ces deux VOR respectives, et doit être compris pour l'alun entre 5,6 et 7,1 et entre 5,4 et 7,4 (Nilsson, 1992). Pour un coagulant à base de PACl, le pH de coagulation devrait être compris entre 6,8-7,3 à faible température (≤10°C) et entre 6,3-6,8 à température tiède (≥10°C) pour obtenir un résiduel d'aluminium entre 0,02 et 0,05 mg Al/L (Santé Canada, 2019a).

Des études menées sur des animaux particulièrement des rats ont démontré la neurotoxicité de l'aluminium lorsqu'il est ingéré en fortes concentrations (World Health Organization, 2017). Ces résultats corroborent les effets observés dans les études épidémiologiques sur les humains (Santé Canada, 2019a). À la lumière de ce qui précède, Santé Canada a émis en 2019 un document technique pour consultation publique visant à revoir les valeurs recommandées dans le passé au sujet de la présence de l'aluminium dans l'eau potable. À cette fin, il est proposé d'une part de fixer la concentration maximale admissible (CMA) de l'aluminium total dans l'eau potable à 2900 µg/L et d'autre part, d'appliquer une VOR de 50 µg/L dans le but d'optimiser le traitement d'eau potable et les réseaux de distribution. La VOR proposée serait particulièrement contraignante pour les applications en filtration directe utilisant l'alun comme coagulant.

2.3 Polymères

L'utilisation des polymères pour la coagulation/floculation des eaux a débuté depuis 1950 (Leu & Ghosh, 1988). La sélection du type de polymère et de sa dose appropriée est déterminante pour maximiser l'efficacité de réduction des particules en filtration. Le choix du polymère est fonction de ses paramètres intrinsèques notamment sa densité de charge, son poids moléculaire et de sa concentration active en solution. Ce choix dépend non seulement des interactions complexes entre les polymères et les particules, mais aussi, de l'influence des caractéristiques de l'eau sur ces interactions mêmes, qui ne sont pas tout à fait bien comprises (Crittenden et al., 2012). De ce fait, la sélection du polymère demeure encore empirique et se fait à l'aide d'un jar test au laboratoire ou à l'aide d'essais pilotes.

Il existe des polymères ioniques appelés polyélectrolytes qui sont de nature cationique ou anionique et des polymères non ioniques. Un polymère est caractérisé par son poids moléculaire (PM) (longueur de sa chaîne) et par sa densité de charge (DC). L'efficacité des polymères dépend de ces deux paramètres (O'Melia, 1974). Bolto et Gregory (2007) ont classifié les polymères selon leurs poids moléculaires. Typiquement, un poids moléculaire est considéré comme faible lorsqu'il est inférieur à 10^5, moyen lorsqu'il est compris entre 10^5 et 10^6 et élevé lorsqu'il dépasse 10^6 g/mole. Les polymères avec des chaînes plus longues ont des viscosités plus élevées. En effet, l'augmentation de la viscosité est proportionnelle au carré du poids moléculaire du polymère (Black & Riddick, 1960). La densité de charge peut être exprimée en milliéquivalent par gramme de polymère ou plus communément en pourcentage molaire des regroupements chargés (% mol). Ainsi, les densités de charges de 10%, 25% et de 50 à 100% sont classées dans l'ordre comme faibles, moyennes et élevées (Bolto & Gregory, 2007).

2.3.1 Polymères cationiques

2.3.1.1 Polymères cationiques primaires ou auxiliaires

Des polymères cationiques peuvent être employés en tant que coagulants primaires seuls ou en combinaison avec un coagulant inorganique. Lorsque les polymères cationiques sont utilisés comme coagulants primaires, les volumes de boues produits sont réduits en raison de la diminution des dosages appliqués en comparaison avec les coagulants inorganiques à base de sels métalliques (Crittenden et al., 2012). En effet, les polyélectrolytes cationiques ont l'avantage de neutraliser les

charges des particules sans former d'excès de précipité contrairement aux coagulants inorganiques (Bolto & Gregory, 2007). Les flocs formés avec les polymères sont plus déformables et prennent moins d'espace que ceux formés avec des coagulants inorganiques, ce qui augmente moins rapidement les pertes de charge à travers le lit filtrant et prolonge les durées de cycles de filtration (Bolto & Gregory, 2007; Coccagna, 1989).

Toutefois, la qualité du filtrat produite par le polymère cationique n'est pas toujours équivalente à celle produite par un coagulant inorganique, notamment un sel d'aluminium. En effet, l'efficacité du polymère cationique n'est pas éprouvée pour la réduction des substances dissoutes telles que la matière organique naturelle, l'arsenic ou le fluor (Crittenden et al., 2012). Il est aussi connu que l'efficacité des polymères cationiques pour la réduction de la couleur n'est pas aussi bonne que celles des sels métalliques; à moins que l'objectif premier du traitement de l'eau soit la réduction de la turbidité (AWWA, 1980). Ainsi, l'usage de polymère cationique seul ne serait pas économique pour le traitement d'une eau avec des teneurs élevées en substances humiques car les doses nécessaires seraient plus élevées qu'avec l'utilisation d'un coagulant à base de sels inorganiques (Bolto & Gregory, 2007). Étant donné que le coût du polymère est élevé, il augmente par le fait même les coûts d'opération, lorsqu'il est utilisé comme coagulant primaire. Par conséquent, l'usage de coagulant organique seul n'est pas commun en traitement des eaux, sauf en filtration directe (Crittenden et al., 2012). Dans ce cas, les dosages typiques de polymères cationiques peuvent varier entre 0,1 et 5 mg/L (Culp, 1977).

Le polymère cationique est utilisé d'une manière extensive en combinaison avec un coagulant inorganique à base de sels métalliques, permettant de diminuer les doses nécessaires de ce dernier de 40 à 80% (Crittenden et al., 2012). Dans ce sens, l'utilisation d'un polymère cationique de densité de charge élevée tel que le polyDADMAC est populaire en filtration directe, permet de réduire les précipités métalliques formés (Bolto & Gregory, 2007). Le mécanisme d'action de ce dernier est la neutralisation des charges des particules non pas leur pontage dans la perspective de grossir les flocs, bien que leur taille soit toujours augmentée (Rebhun, Fuhrer, & Adin, 1984). Faust et Aly (1998) recommandent d'ailleurs cette utilisation afin d'améliorer la qualité de l'eau produite. Cette approche permet également de prolonger les durées de cycle de filtration.

2.3.1.2 PolyDadmac Poly (chlorure de diallyldiméthyl ammonium)

Le polyDADMAC est un polymère cationique soluble dans l'eau produit par polymérisation du chlorure de diallyldiméthyle ammonium (Bolto & Gregory, 2007). Il est ajouté en tant que coagulant pour améliorer l'élimination de la turbidité durant la filtration. La structure du polyDADMAC est présentée à la figure suivante, et ses caractéristiques principales sont résumées dans le Tableau 2.3 suivant. La densité de charge du polyDADMAC est faiblement influencée par la variation de pH (Crittenden et al., 2012) .

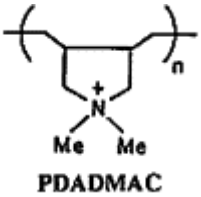

Figure 2.2 Structure du polymère cationique polyDADMAC Bolto et Gregory (2007).

Tableau 2.3 Caractéristiques des polyDADMAC (Bolto et Gregory (2007)).

Polymère	Formule moléculaire	CD (% molaire)	CD (meq/g)
pDADMAC	$C_8 H_{16} N Cl$	100	6,2

Quelques exemples de polyDADMAC retrouvés sur le marché ainsi que leurs principales caractéristiques sont présentés au Tableau 2.4, sachant qu'ils ont tous une densité de charge très élevée. Il est à noter que les polyDADMAC de type *Superfloc® série C-500* (fournis par Kemira) et de type *Magnafloc® LT* (fournis par BASF) sont certifiés NSF/ANSI 60 pour l'utilisation en eau potable spécialement pour la coagulation/floculation.

Tableau 2.4 Quelques exemples de polyDADMAC retrouvés sur le marché (suite).

Produit	Poids moléculaire relatif	Gravité spécifique à 25°C	Total des solides (%)	Viscosité de volume (cp / mPa.s)	Dose max NSF/ANSI 60 (mg/L)
Superfloc® C591	Élevé	1,01- 1,05	19 - 21	2400	50
Superfloc® C592	Très faible	1,05- 1,10	39 - 41	2000	25
Superfloc® C595	Moyen	1,05- 1,10	39 - 41	10000	25

Tableau 2.4 Quelques exemples de polyDADMAC retrouvés sur le marché (fin).

Produit	Poids moléculaire relatif	Gravité spécifique à 25°C	Total des solides	Produit	Poids moléculaire relatif
Magnafloc® LT-7995	-	1,08	40	1000-3000	25
Magnafloc® LT-7997	-	1,07	35	10000-20000	29
Magnafloc® LT-7999	-	1,04	20	350- 950	50

2.3.1.2.1 Considérations sanitaires

La formation de N-nitrosodiméthylamine (NDMA) dans les eaux potables peut augmenter en raison de l'ajout de chlorure de polydiallyldiméthylammonium cationique (polyDADMAC) (Krasner, Mitch, McCurry, Hanigan, & Westerhoff, 2013). La NDMA est un sous-produit de désinfection azoté qui suscite les inquiétudes des stations de traitement d'eau potable (Bond, Huang, Templeton, & Graham, 2011). Le risque de formation de NDMA est plus élevé lorsque la chloramine est utilisée plutôt que le chlore libre. Cependant, la chloramine a l'avantage de former moins de trihalométhanes (THM) et d'acides haloacétiques (AHA) que le chlore libre (Schreiber & Mitch, 2006).

Contrairement aux différents polymères cationiques utilisés en traitement des eaux tels que les polyamines et les polyacrylamides, l'ozonation du polyDADMAC génère la quantité la plus élevée de NDMA (Padhye et al., 2011). En effet, ces derniers ont constaté que l'ozonation transforme le polyDADMAC en diméthylamine (DMA) et qu'il existe une corrélation entre la formation de NDMA et la dégradation du polyDADMAC et la libération de DMA. Schreiber et Mitch (2006) ont démontré que outre la chloramine (NH_2Cl), la dichloramine ($NHCl_2$) augmente significativement la formation de NDMA en présence de DMA.

Puisque la NDMA est cancérigène pour l'humain, Santé Canada a émis une recommandation dans l'eau potable d'une valeur maximale acceptable (CMA) de 0,04 µg/L (Santé Canada, 2011). Toutefois, aucune norme n'a encore été établie au Québec. Afin de réduire la formation de NDMA, il serait nécessaire d'éliminer à la source les précurseurs organiques azotés notamment les substances humiques. Par ailleurs, les réacteurs UV seraient efficaces pour la réduction de NDMA (Santé Canada, 2011). Cependant, les fluences requises (>250-500 mJ/cm^2) excèdent largement

celles appliquées pour la désinfection (40 mJ/cm^2) et nécessitent parfois l'injection de peroxyde d'hydrogène en amont du réacteur UV.

2.4 Conditions de mélange

La cinétique de réaction du coagulant et les conditions de mélange dictent l'efficacité de la déstabilisation des particules. La taille des flocs formés est grandement affectée par les conditions de mélange notamment son intensité ainsi que le temps de rétention hydraulique disponible (Jackson & Letterman, 2009). Un mélange rapide dit *flash-mix* sous un régime turbulent est nécessaire au moment de l'injection du coagulant afin de favoriser sa dispersion uniforme dans l'eau (Crittenden et al., 2012). À noter que la dispersion du coagulant doit être rapide dès son injection lorsque le mécanisme dominant est la neutralisation des charges (Amirtharajah, Clark, & Trussell, 1991). Camp, Thomas R. et Stein (1943) ont représenté l'intensité de mélange par le gradient de vitesse moyen $\bar{G}$ exprimée en s^{-1} telle que définit par l'équation suivante :

Équation 2 :

$$\bar{G} = \sqrt{\frac{P}{\mu \times V}}$$

où P, μ et V représentent respectivement : la puissance transmise au mélange en Watts $\frac{Kg \times m^2}{s^3}$, la viscosité dynamique en $\frac{Kg}{m \times s}$ et le volume du bassin de mélange en m^3.

Pour les étapes de coagulation et de floculation, l'énergie transmise au mélange peut provenir d'un mélangeur mécanique ou d'un mélangeur hydraulique. La puissance du mélange dans ce dernier cas est exprimée par l'équation suivante :

Équation 3 :

$$P = \rho g Q \Delta H$$

où ρ exprime la masse volumique de l'eau ($\frac{Kg}{m^3}$), g est l'accélération gravitationnelle ($\frac{m}{s^2}$), Q est le débit dans le bassin de contact ($\frac{m^3}{s}$) et ΔH est la perte de charge (m).

Un temps de contact plus long est nécessaire pour la floculation pour favoriser l'agrégation des particules. L'efficacité de la floculation est évaluée par le nombre de Camp *Gt* qui est le produit du gradient de vitesse *G* appliqué au mélange et du temps de contact *t* dans le bassin (Camp, Thomas R. & Stein, 1943). Un nombre de Camp variant entre 2×10^4 et 2×10^5 est suggéré pour obtenir une bonne floculation; sachant qu'au-delà de cette plage un cisaillement des flocs peut être obtenu en raison d'un temps de contact très long et/ou d'une forte énergie de mélange (Amirtharajah, Clark, & Trussell, 1991).

Pour une filtration directe, l'ajout d'une étape de floculation a permis de réduire la turbidité en fin de cycle à l'eau filtrée ainsi que les taux de développement des pertes de charge (Cleasby, J. L. et al., 1992). Lorsque la floculation est omise, il est recommandé de mélanger rapidement pendant un temps de contact minimal de 5 minutes (Culp, 1977; Faust & Aly, 1998). Cleasby, J. et Logsdon (1999) ont suggéré une énergie de mélange à 100 s^{-1} pour un temps de rétention assez faible de 10 minutes en filtration directe. Monscvitz, Rexing, Williams et Heckler (1978) ont remarqué que les doses de coagulants requises pour la filtration directe ont été réduites et que les durées de cycles de filtration ont été augmentées lorsqu'une étape de floculation a été ajoutée avec un nombre de camp *Gt* variant entre 25 000 et 50 000. En contrepartie, les bienfaits de la floculation sur les performances de la filtration directe ont été réduits lorsqu'un polymère cationique de type polyDADMAC a été ajouté en plus d'un coagulant à base de sel métallique (Ball, 2008).

2.5 Rôle du potentiel zêta

Le choix de la dose de coagulant repose typiquement sur l'expérience de l'opérateur de l'usine de traitement. Ce dernier peut se baser sur différents indicateurs de suivi notamment la qualité de l'eau brute (e.g. turbidité, carbone organique dissous), ou encore la qualité de l'eau filtrée (turbidité, concentration de métal résiduel) et des paramètres opérationnels tels que la durée de cycle de filtration et même les caractéristiques des flocs formés. Des jar tests peuvent aussi être réalisés, cependant cette méthode n'est pas bien adaptée en filtration directe, vu l'absence de l'étape de décantation. Lorsque la qualité de l'eau brute subit des changements brusques et majeurs, le choix des doses de coagulant doit être fait rapidement. À cet égard, la mesure du potentiel zêta peut constituer une option intéressante. Le potentiel zêta se définit comme étant la mesure du potentiel électrique entre les particules; il informe ainsi sur leurs interactions répulsives (Morfesis et al., 2009). Une mesure nulle indique que les impuretés ont atteint des conditions d'agrégation

optimales (Xu et Fitzpatrick 2006). Grâce au suivi en continu du potentiel zêta, il est possible d'évaluer précisément le processus de neutralisation des charges requis pour une coagulation optimale. Chang, Chu, Lee et Huang (1997) ont trouvé que les potentiels zêta ont passé de négatifs à positifs à mesure que les doses de polymères avaient été augmentées. Liu et al. (2019) ont démontré que le potentiel zêta à l'eau filtrée est un paramètre clé dans la détermination de la dose de polymère en filtration directe. En effet, les meilleurs enlèvements d'impuretés à l'eau filtrée ont été obtenus pour les doses donnant les potentiels zêta les plus élevés. Pernitsky et al. (2011) ont eu recours au potentiel zêta pour optimiser le traitement d'une usine de filtration directe avec de faibles turbidités et des teneurs de 2,4-4,5 mg/L de COT. Ils ont recommandé un dosage combiné de 1,35 mg/L Al de coagulant et de 4 mg/L de polymère pour un PZ= - 3 mV. D'ailleurs, *l'American Society of Testing and Materials (ASTM)* suggère des valeurs comprises entre -5 mV et +5 mV, bien qu'en pratique une plage plus large entre -10 mV et +5 mV serait aussi acceptable (Pernitsky et al., 2011).

Le potentiel zêta des flocs formés est fortement influencé par le pH de la solution; puisque la concentration des protons impacte la densité de charge de ces derniers à travers la réaction d'hydrolyse (Chang et al., 1997). Toutefois, il s'est avéré que lorsque le pH est élevé, les performances de la filtration ont été maintenues sur une large plage indépendamment de la mesure du potentiel zêta (Gregory, D., Carlson, & Bellamy, 2004).

2.6 Utilisation de polymères cationiques en filtration directe

La filtration directe est un procédé vulnérable aux changements brusques de la qualité de l'eau brute compte tenu de l'absence de l'étape de décantation. C'est pourquoi, un suivi rigoureux en continu doit être fait pour garantir les performances de l'eau filtrée. Les colloïdes peuvent passer à travers le lit filtrant sans y être capturés en l'absence d'un conditionnement chimique adéquat. Le choix du conditionnement chimique doit être fait avec soin car il influence grandement l'efficacité de la filtration directe (Faust & Aly, 1998). L'objectif de la filtration directe est différent de celui de la filtration conventionnelle. En fait, les doses de coagulant employées pour cette dernière sont assez élevées pour former de gros flocs décantables. Tandis que la filtration directe vise à former des flocs de petites tailles filtrables connus sous le nom de « pin flocs » (Cleasby, J. & Logsdon, 1999). Dans ce cas, la formation de gros flocs n'est pas optimale, elle est voire même désavantageuse, car ces derniers augmentent le colmatage des filtres en surface et réduisent donc

leurs durées de cycle de filtration (Liu et al., 2019). Tel que mentionné plus haut, des doses élevées de coagulant pourraient aussi entraîner une inversion de charges des particules, menant potentiellement à leur re-stabilisation et même à leur re-dispersion, c'est ce qui réduit les performances de la filtration (Tien & Payatakes, 1979). En contrepartie, il est possible que de faibles doses de coagulant ne puissent pas promouvoir l'agrégation des particules. En d'autres mots, une taille des flocs trop faible ne permet pas d'atteindre les objectifs de traitement à l'eau filtrée (Crittenden et al., 2012; Edzwald, James K., Becker, & Tambini, 1987).

L'utilisation de polymères en filtration directe en combinaison avec un coagulant inorganique procure différents avantages. En effet, le polymère aide à fixer les particules déstabilisées lors de l'étape de la coagulation, sur les grains du média filtrant (Hendricks, 2006). Le polymère cationique aide à former des flocs assez gros pour qu'ils soient retenus sur le lit filtrant et assez robustes pour résister aux forces de cisaillement entre les vides du média (Yeh & Ghosh, 1981). L'augmentation de la taille des agrégats formés permettrait potentiellement d'utiliser un média plus grossier, c'est ce qui réduirait les pertes de charges. L'ajout de polymères en filtration directe, a permis non seulement de prolonger les durées de cycles de filtration, mais aussi, d'augmenter les charges superficielles (Carns & Parker, 1985). Par conséquent, les fréquences de lavage des filtres requises ont été réduites jusqu'à 50%, et par association les quantités de boues produites (Carns & Parker, 1985). L'ajout de polymère est bénéfique dans l'opération des filtres car permet non seulement de réduire leur période de maturation mais aussi de prévenir une percée précoce (Zhu, Smith, Zhou, & Stanley, 1996). Letterman, Sama et DiDomenico (1979) ont rapporté que l'utilisation d'un polymère cationique (Cat-Floc T, 1,5 à 5 mg/L) comme coagulant principal en amont de filtres directs bicouches à sable/anthracite, a permis de traiter une eau brute avec une turbidité élevée (32 UTN).

2.6.1 Dosages typiques en filtration directe de sels d'aluminium et de polyDADMAC

Les dosages mixtes de coagulants inorganiques et de polymères cationiques en amont d'une filtration directe, retrouvés dans la littérature sont résumés dans le Tableau 2.5 suivant :

Tableau 2.5 Dosages typiques de sels d'aluminium et de polyDADMAC en filtration directe retrouvés dans la littérature.

Référence	**Turbidité Eau brute (UTN)**	**Coagulant inorganique (mg Al/L)**	**polyDADMAC (mg sec/L)**	**Performances à l'eau filtrée**
(Kazza, 2015)	4	PAX-XL6 : 0,20	Superfloc® C-595 : 0,25	<0,30 UTN (95e centile)
(Ball, 2008)	2,9 (moyenne)	Alun : 0,02; 0,05 ; 0,08 mM/L PASS100 : 0,05 mM/L	Magnafloc® LT7995 : 0 - 0,25	<0,20 UTN
(Annie Carrière & Barbeau, 2008)	9	Alun : 0,50	Magnafloc® LT-7995 : 0,25 Superfloc® C-595 : 0,25	<0,30 UTN (95e centile) et durées de cycle ≥24h
(Tchio, Koudjonou, Desjardins, Gadbois, & Prévost, 2003)	1-5	Alun: 4 mg/L sec Alun: 9 mg/L sec	Percol® LT35: 0,15 (d_{10} = 0,4 mm) 1 (d_{10} = 2 mm)	<0,5 UTN
(Barbeau, Morissette, & Prévost, 1999)	-	PASS/ PACl : 5 à 15 mg/L	-	<0,15 UTN et durées de cycle de 24-40h

2.7 Filtration directe

2.7.1 Définition de la filtration directe

La filtration est un procédé physico-chimique utilisé en traitement des eaux qui consiste à faire passer un volume d'eau à travers un média filtrant poreux pour obtenir une séparation liquide/solide. Un traitement conventionnel comprend généralement des étapes de coagulation, floculation et filtration suivie d'une décantation. La particularité de la filtration directe c'est qu'elle se caractérise par l'absence 1) de l'étape de sédimentation ou 2) des étapes de floculation et de sédimentation, connue sous le nom de filtration en ligne ou encore de filtration de contact (Culp, 1977). Plusieurs avantages découlent de l'utilisation de la filtration directe tels que la réduction des doses de coagulants et par association des quantités de boues produites et de l'empreinte au sol vu l'absence des bassins de décantation. Des économies majeures sont ainsi réalisées sur les coûts

d'investissement, d'exploitation, d'entretien et de production d'eau potable (Culp, 1977; Ngo, Vigneswaran, & Dharmappa, 1995; Wagner & Hudson, 1982).

2.7.2 Application de la filtration directe

La filtration directe peut être employée lorsque l'eau brute est considérée de très bonne qualité soit présentant de faibles teneurs en turbidité, couleur et carbone organique total (COT) (MELCC, 2019). Dans son *Guide de conception des installations de production d'eau potable (Volume 1)*, le MELCC énonce les critères d'admissibilités d'une eau brute à un traitement par filtration directe d'après les recommandations de l'AWWA (AWWA, 1980; MELCC, 2019), tel que résumé dans le Tableau 2.6 suivant :

Tableau 2.6 Critères requis pour les eaux brutes admissibles à un traitement en filtration directe.

Paramètre à l'eau brute	**Valeur maximale**
Turbidité	5 UTN
Couleur vraie	40 unités de couleur
Algues	2000 unités/ml
Fer	0,3 mg/L
Manganèse	0,05 mg/L

Certaines études ont démontré que des eaux brutes avec des turbidités excédant 5 UTN peuvent être traitées avec la filtration directe allant jusqu'à 10 UTN voire même 50 UTN (MELCC, 2019). À cet égard, Faust et Aly (1998) ont pu respecter l'objectif de traitement à l'aide d'une coagulation adéquate, pour non seulement une eau brute de 12 UTN avec de faibles teneurs d'algues tout en dosant de d'alun, mais aussi, pour une eau brute de 16 UTN avec l'ajout d'un polymère cationique. Une autre étude a démontré qu'il était possible, quoique non idéal, de traiter une eau brute de très mauvaise qualité (turbidité de 80-110 UTN, couleur >70 uc et faible concentration d'algues) avec un filtre direct à sable/anthracite, opéré à 10 m/h, en dosant de l'alun et du polymère et de respecter les objectifs de traitement à l'eau filtrée (turbidité <0,50 UTN et couleur <5 uc) contre une faible durée de cycle (6h) (Craig, 1985). Les dosages typiques de coagulants ont toutefois été excessivement élevés avec 10-35 mg/L d'alun en combinaison avec un polymère (i) sous forme de poudre avec une dose de 0,35 mg/L ou (ii) sous forme liquide avec un dosage de 0,9-2 mg/L (Craig, 1985). Cette même étude a pu traiter une eau brute de meilleure qualité (turbidité moyenne de 10-20 UTN et couleur 25-30 uc), aux mêmes critères d'opération, et a pu obtenir des durées de cycles

acceptables de l'ordre de 26-30h pour une bonne qualité de filtrat (0,2-0,3 UTN, <5 uc) (Craig, 1985). Il a été démontré que la filtration directe ne constitue pas un traitement adapté pour une eau brute nécessitant un dosage d'alun supérieur à 15 mg/L. Elle serait plutôt adaptée à un dosage mixte d'alun de 6 à 7 mg/L en combinaison avec une faible dose de polymère (MELCC, 2019).

2.7.3 Crédits accordés à la filtration directe

Typiquement, la filtration est la dernière barrière physique pour l'enlèvement des particules qui peuvent renfermer des microorganismes pathogènes. À cet effet, des crédits d'enlèvement des microorganismes pathogènes de référence tels que le *Cryptosporidium*, la *Giardia* et les virus sont octroyés par le MELCC en fonction du type de filtration et de la turbidité à la sortie des filtres (MELCC, 2019). La mesure de turbidité constitue un indicateur indirect pour prédire et évaluer l'efficacité de la filtration. Ainsi, il a été démontré qu'un lien existait entre la réduction de la turbidité et la réduction de microorganismes pathogènes cibles (Emelko, Huck, & Coffey, 2005; Santé Canada, 2019b). Dans ce sens, il est nécessaire de maintenir une faible turbidité à l'eau filtrée pour prévenir le risque sanitaire. D'ailleurs, les installations de traitement d'eau munies de filtration conventionnelle ou directe doivent viser une turbidité cible de 0,10 UTN à l'eau filtrée en tout temps (Santé Canada, 2019b). Santé Canada (2019b) énonce que dans le cas où il ne serait pas possible de respecter cet objectif, il est requis de réduire la turbidité à une valeur inférieure ou égale à 0,30 UTN tout en visant 0,10 UTN. Ceci est en accord avec l'étude réalisée par Patania et al. (1995), qui a démontré qu'une turbidité à l'eau filtrée inférieure ou égale à 0,10 UTN a produit jusqu'à 1 log d'enlèvement supplémentaire pour les parasites (*Cryptosporidium* et G*iardia*) par rapport à une turbidité située entre 0,10 et 0,30 UTN, malgré l'inexistence de corrélation uniforme entre la réduction de la turbidité et la réduction de ces parasites. Par ailleurs, Logsdon, Symons, Hoye et Arozarena (1981) ont observé qu'une augmentation de la turbidité à l'eau filtrée de 0,10 UTN a entrainé une augmentation des kystes de *Giardia* de 8 à 12 microns de 10 à 50 fois.

Les crédits d'enlèvements des microorganismes cibles octroyés à la filtration directe assistée chimiquement sont présentés dans le Tableau 2.9 (MELCC, 2019). Il est à noter qu'aucun crédit d'enlèvement ne lui est accordé en absence de conditionnement chimique.

Tableau 2.7 Crédits d'enlèvements des microorganismes cibles obtenus par la filtration directe assistée chimiquement (avec ou sans floculation préalable) (MELCC, 2019).

	Turbidité à l'eau filtrée (95e centile sur une période de 30 jours consécutifs)				
Micro-organismes	≤ 0,15 UTN[1]	≤ 0,15 UTN[2]	0,15 à 0,30 UTN[3]	0,31 à 0,50 UTN[3]	0,51 à 1,0 UTN[3]
Kystes de *Giardia*	3,5	3,0	2,5	2,0	0
Oocystes de *Cryptosporidium*	3,5	3,0	2,5	2,0	0
Virus	1,0	1,0	1,0	1,0	0

1 : Basés sur un minimum d'une mesure de turbidité aux 15 minutes à l'eau filtrée de chacun des filtres
2 : Basés sur un minimum d'une mesure de turbidité aux quatre heures à l'eau filtrée combinée
3 : Basés sur un minimum d'une mesure de turbidité aux quatre heures à l'eau filtrée de chacun des filtres

2.7.4 Critères de conception des filtres rapides directs

Plusieurs paramètres influencent l'efficacité de la filtration tels que les propriétés physiques du média filtrant ainsi que les conditions de son opération et l'efficacité du conditionnement chimique en amont (Kawamura, S., 2000). La conception des filtres dépend des caractéristiques du média filtrant notamment sa granulométrie, densité, forme, porosité, surface spécifique, disposition du lit et de la charge superficielle qui lui est appliquée (Crittenden et al., 2012).

Les médias filtrants se distinguent par les charges superficielles qui peuvent leur être appliquées. Pour des types de filtration (i) rapide et (ii) très rapide, les vitesses de filtration sont (1) comprise entre 5 à 10 m/h et (2) supérieure à 10 m/h respectivement (MELCC, 2019). Il est à noter que le taux de charge maximal admissible pour un filtre à sable monocouche ne doit pas excéder 5 m/h, à moins qu'il n'ait fait l'objet d'une demande de dérogation l'autorisant à aller au-delà de cette valeur (MELCC, 2019). Pour les autres configurations de filtres, le MELCC (2019) autorise également une vitesse maximale de 10 m/h.

Un média granulaire peut être caractérisé par son diamètre effectif (d_{10}), coefficient d'uniformité (Cu), sa granulométrie, et sa densité relative. Le d_{10} représente le diamètre nominal du tamis où 10% des grains de média ont pu le traverser. Le Cu est un indicateur de la distribution de la taille des grains composant le média filtrant et il se calcule tel que suit :

Équation 4 :

$$C_u = d_{60}/d_{10}$$

où d_{60} représente le diamètre nominal du tamis où 60% des grains de média ont pu passer à travers.

Typiquement, la granulométrie se dit uniforme pour un Cu inférieur ou égal à 2 et autrement elle est étalée. Il est ainsi recommandé d'utiliser un média avec un faible Cu qui a pour effet de réduire l'étalement de la granulométrie du média, de manière à augmenter la productivité du filtre.

Pour des filtres bi- ou multicouches, il est crucial de sélectionner des combinaisons appropriées de tailles des grains et de leurs densités pour chaque couche de média en considérant les contraintes de rétrolavages et de pertes de charge engendrées dans le lit (Kawamura, S., 2000). Une stratification du média peut survenir après des rétrolavages répétitifs. C'est ce qui se traduit par une reclassification des grains de média où les particules les plus grosses restent au fond du filtre, et que les plus fines remontent à la surface, y favorisant une hausse des pertes de charge (Crittenden et al., 2012).

Pour un média bicouche à sable/anthracite, le ratio des diamètres effectifs des deux couches (d_1/d_2) devrait se situer entre 2 et 3 afin de prévenir l'intermélange à la frontière des deux couches pendant le rétrolavage (Camp, T. R., 1961). Cet intermélange est d'autant augmenté à mesure que le ratio d_1/d_2 est augmenté (Camp, T. R., 1961). Dans le cas où un intermélange surviendrait, la porosité du média filtrant est réduite et par conséquent les pertes de charges sont augmentées à la limite des deux couches médias filtrants (Cleasby, J. L. & Sejkora, 1975).

La taille des grains de média et leurs densités constituent des paramètres majeurs dans la sélection du filtre, tout en considérant les contraintes du rétrolavage et des pertes de charges (Kawamura, S., 2000). Une attention particulière doit être portée aux conditions de lavage des filtres pour prévenir la perte de média filtrant. Un choix non adéquat des paramètres des couches de média peut résulter en un nettoyage partiel du lit (Crittenden et al., 2012) .

L'équation suivante proposée par Kawamura, S. (1975) permet de sectionner un filtre selon les tailles et les densités des particules constituant les couches de média, de façon à s'assurer que ces particules ont la même vitesse de déposition.

Équation 5 :

$$\frac{d_1}{d_2} = \left(\frac{\rho 2 - \rho}{\rho 1 - \rho}\right)^{0,667}$$

Où d_1 et d_2 représentent respectivement les d_{10} des grains des médias le plus grossier et le plus fin, *ρ1 et ρ2* représentent leurs densités relatives respectives et *ρ* est la densité de l'eau.

La configuration d'un lit bicouche est telle que la taille des grains décroit alors que la densité augmente dans le sens de l'écoulement pour un débit descendant (Saltnes, Torgeir, Ødegaard, & Eikebrokk, 2002).

Pour des essais de filtration en colonne, le choix du diamètre de la colonne doit être basé sur un ratio entre le diamètre de la colonne et le diamètre effectif d_{10} du média supérieur à 50 pour éviter les effets de paroi (Lang, Giron, Hansen, Trussell, & Hodges Jr., 1993). Une étude menée par McLellan, McLeod et Emelko (2011) a toutefois permis d'affirmer qu'il était envisageable d'utiliser un ratio plus petit que 50 (ratios testés de 15, 35 et 45) sans forcément expérimenter les effets de paroi.

La conception du filtre peut être faite selon le ratio L/d_{10} où L représente la profondeur de la couche de média constituant le filtre (mm) et d_{10} le diamètre effectif (mm). Kawamura, S. (2000) suggère des ratios selon la granulométrie du filtre tels que résumés dans le Tableau 2.8 suivant :

Tableau 2.8 Ratios L/d_{10} recommandés selon le type d'application (Kawamura, 2000).

Ratio	**Valeur**	**Applications**
$L/d_{10} \geq$	1000	Monocouche de sable ou médias bicouches conventionnels
	1250	Média tricouche standard (e.g. anthracite, sable et granite)
	1250 à 1500	Média monocouche profond (d_{10} entre 1,2 et 1,4 mm)
	1500 à 2000	Média monocouche grossier (d_{10} entre 1,5 et 2,0 mm)

Il est recommandé d'augmenter le ratio L/d_{10} de 15% quand la turbidité à l'eau filtrée nécessite d'être maintenue en dessous de 0,10 UTN sans l'ajout d'un polymère comme aide-filtrant

Kawamura, S. (2000). Le calcul du ratio total L/d_{10} d'un lit filtrant constitué de plus d'une couche de média se fait en additionnant les ratios individuels de chaque couche. Vigneswaran et Chang (1989) ont trouvé que l'enlèvement des particules (exprimé en log) était proportionnel au ratio L/d_{10}, tel que stipulé par la théorie mécanistique de la filtration. Les ratios proposés par Kawamura, S. (2000) sont simples d'application et pratiques mais ne prennent pas en considération tous les mécanismes d'enlèvement des particules en filtration.

La forme des grains et leur disposition dans le lit filtrant sont des paramètres importants dans la sélection des filtres (Davies & Wheatley, 2012). La forme peut être estimée selon le coefficient de forme (φ) soit le degré de sphéricité des grains, qui représente le rapport entre la surface d'une sphère ayant un volume équivalent par le d_{10} des grains (surface réelle des grains). Ainsi, une porosité initiale (ε_0) est attribuée au lit filtrant qui est décrite par le rapport entre l'espace vide dans les grains constituant le lit filtrant divisé par son volume total. Cleasby, J. et Logsdon (1999) ont trouvé que les porosités des médias anguleux étaient plus élevées pour une granulométrie de média donnée. La porosité influence grandement l'efficacité de la filtration en termes d'enlèvement de la turbidité et des particules. Ainsi, les pertes de charge sont augmentées lorsque les particules se déposent dans le lit (Trussell, Trussell, Lang, & Tate, 1980). Une étude pilote menée par Cleasby, J. L. et al. (1992) a montré que les profondeurs du filtre à sable nécessaires pour respecter l'objectif de turbidité à l'eau filtrée étaient réduites de 2,4 à 1,5 m lorsque la forme des grains était angulaire plutôt qu'arrondie pour un même diamètre effectif.

La configuration du filtre peut être monocouche, bicouche ou multicouche. Les filtres bicouches conventionnels à sable/anthracite sont les plus populaires en traitement des eaux au Québec puisqu'ils sont compacts et efficaces (MELCC, 2019). Généralement, la couche du bas est composée de sable fin surmontée d'une couche plus grossière d'anthracite. Pour un flux descendant, cette disposition permet de retenir dans la couche supérieure les particules les plus grossières, puis le sable permet d'affiner le traitement. Par ailleurs, le sable étant le média le plus lourd, évite donc un soulèvement du lit lors du rétrolavage du filtre.

L'utilisation d'un filtre à sable/anthracite est recommandée par rapport à un filtre à sable monocouche lorsque la qualité de l'eau brute présente des variations, tandis que le second y serait plus adapté quand celle-ci présente une certaine stabilité (Crittenden et al., 2012).

Les principales caractéristiques physiques des médias granulaires utilisés en traitement des eaux sont résumées dans le Tableau 2.9.

Tableau 2.9 Caractéristiques physiques des médias conventionnels retrouvés dans la littérature (Crittenden et al., 2012).

Média	**d_{10} (mm)**	**Cu**	**Densité Kg/m^3**	**Sphéricité (φ)**	**Porosité (ε_0) (%)**
Sable	0,4 - 0,8	1,3 - 1,7	2650	0,70 - 0,80	40 – 43
Anthracite	0,8 – 2,0	1,3 - 1,7	1400 -1800	0,46 – 0,60	47 – 52

Au Québec, le Guide de conception recommande des critères de conception pour les filtres granulaires sans émettre nécessairement de distinction entre un filtre conventionnel et un filtre direct, tel que résumé dans le Tableau 2.10.

Tableau 2.10 Critères de conception des filtres rapides à lavage intermittent (MELCC, 2019a).

Configuration	**Média**	**d_{10} (mm)**	**Cu**	**Profondeur (mm)**	**Profondeur minimale (mm)**	**Vitesse de filtration (m/h)**
Bicouche	Anthracite (haut)	0,9-1,1	< 1,5	450-600	750	10
	Sable (bas)	0,4-0,6	< 1,5	150-300		
Monocouche	Sable	0,4-0,6	< 1,5	600-750	-	5

Étant donné que la progression des pertes de charges est plus faible pour les médias bicouches, leur charge superficielle peut être plus augmentée par rapport aux médias monocouches (Camp, T. R., 1961; Cleasby, J. L. & Sejkora, 1975). Tate, Lang et Hutchinson (1977) ont observé que les pertes de charges initiales et le taux d'accumulation des pertes de charge sont augmentés pour les médias granulaires ayant les plus faibles diamètres effectifs. Un filtre de faible diamètre effectif est plus efficace pour l'enlèvement des petites particules qu'un média plus grossier. Pour contrecarrer ces effets, Ives et Sholji (1962) propose d'augmenter la profondeur de média, mais les pertes de charges seront aussi augmentées (Ives & Sholji, 1962).

2.7.5 Critères d'opération d'un filtre gravitaire

Lorsqu'un filtre granulaire opéré gravitairement termine son cycle de filtration, il est lavé à contre-courant « backwash ». Le rétrolavage du filtre peut être initié selon trois contraintes : soit qu'il ait atteint (1) une percée de turbidité, (2) une perte de charge maximale ou (3) une durée de cycle maximale. L'opération optimale des filtres nécessite l'atteinte de la contrainte de turbidité à l'eau filtrée maximale et de perte de charge totale idéalement au même temps (Crittenden et al., 2012). Le maintien d'une limite de turbidité maximale est nécessaire pour maintenir la qualité microbiologique à l'eau filtrée et pour l'octroi des crédits d'enlèvements pour les microorganismes pathogènes de références le cas échéant. La contrainte de perte de charge maximale permet de prévenir le développement de pressions négatives (pression en dessous de la pression atmosphérique) à travers le lit connu par l'embolie gazeuse. Dans ce cas, des bulles d'air se forment dans le média, et si elles ne sont pas enlevées par l'eau, une diminution de la surface de filtration et une augmentation du taux de développement des pertes de charges sont observées (Crittenden et al., 2012).

Par ailleurs, il est requis de fixer une durée de cycle maximale dans le but d'éviter qu'il y ait un nombre élevé de filtres en attente de lavage au même temps et d'éviter l'accumulation de biomasse dans le lit filtrant qui sera plus laborieuse à déloger. D'après Kawamura, S. (2000), une durée de cycle de filtration peut être comprise entre 1 et 3 jours et peut durer jusqu'à 4 jours (Crittenden et al., 2012).

Un cycle typique de filtration est représenté à la figure 2.3 suivante. Le filtre nécessite une période de maturation dite « Ripening period » après son lavage pour que la qualité de l'eau filtrée se stabilise. La période suivante représente la filtration efficace « Effective filtration » avant d'atteindre la percée de turbidité « Breakthrough ».

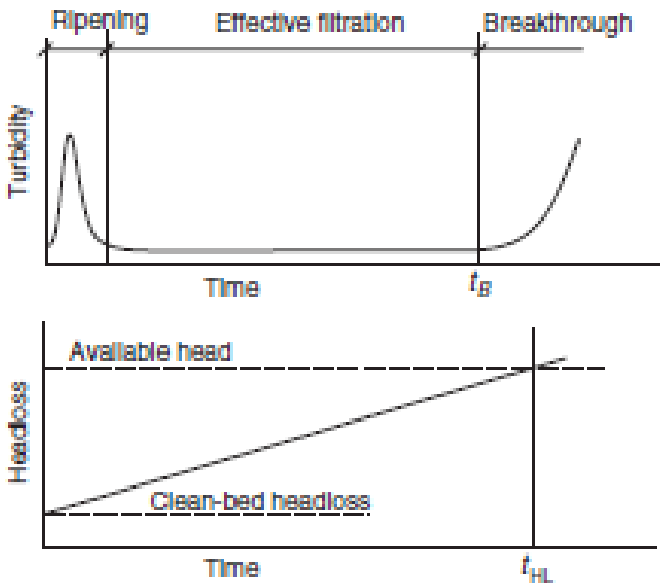

Figure 2.3 Cycle de filtration typique d'un média granulaire (maturation, filtration efficace et percée) (Crittenden et al., 2012).

Les agrégats formés dans un procédé de filtration directe sont capturés dans les filtres vu l'absence des bassins de décantations. C'est ce qui a pour effet d'augmenter rapidement les pertes de charge et de réduire les durées de cycle de filtration (Crittenden et al., 2012). Par conséquent, les fréquences des rétrolavages des filtres ainsi que les pertes d'eau associées sont augmentées entraînant une réduction de la productivité de l'usine. La progression des pertes de charges et donc les fréquences de lavages des filtres dépendent non seulement des facteurs opérationnels tels que la qualité de l'eau brute, l'efficacité du conditionnement chimique, la vitesse de filtration, l'efficacité du rétrolavage, mais aussi des propriétés physiques du filtre notamment sa granulométrie, sa profondeur, sa porosité, et sa densité, etc (Kawamura, S., 2000).

2.7.6 Application de la Filtralite® comme matériau de filtration

Afin d'améliorer les performances de la filtration en termes d'abattement de turbidité et de réduction des pertes de charges, des médias alternatifs au média conventionnel à sable/anthracite (S/A) ont été évalués dans la perspective de maximiser l'efficacité énergétique. À cette fin, la Filtralite® (F), un média à base d'argile expansée a la particularité d'avoir une structure poreuse

favorisant une surface spécifique élevée et une texture rugueuse (Phillip D., 2012). Plusieurs avantages en découlent tels qu'une capacité de rétention des particules élevée, des faibles pertes de charge initiale et progressive ce qui a pour effet de prolonger les durées de cycles, de réduire les pertes d'eau associées aux rétrolavages des filtres et par conséquent de réduire les coûts énergétiques (Mikol, Fitzpatrick, Chipps, Steele, & Bayley, 2007).

Pour produire la Filtralite®, l'argile est chauffée à 1200 °C, broyée/concassée puis tamisée pour obtenir des granulométries et des densités selon les applications désirées. Lorsque la Filtralite® est concassée, une grande surface spécifique est exposée. La Filtralite® est fabriquée par *Leca Norge As* (Groupe Saint-Gobain) en Norvège et elle est distribuée au Canada par *Sapphire Water (maintenant Delco Water)*. La Filtralite® Pure est certifiée NSF/ANSI/CAN 61 pour l'utilisation en eau potable, peut servir comme média granulaire en filtrations physique ou biologique et en prétraitement au dessalement d'eau de mer. C'est un média inerte en céramique à base d'aluminosilicate, peu soluble au contact de l'acide. Les composants chimiques de la Filtralite® sont résumés dans le Tableau 2.11 suivant :

Tableau 2.11 Composition chimique de la Filtralite® (https://www.filtralite.com/fr, 2019)

SiO_2	Al_2O_3	Fe_2O_3	K_2O	CaO	Na_2O
63 %	17 %	7 %	4 %	2 %	2 %

Les médias Filtralite® Pure peuvent être utilisés en filtration granulaire comme média monocouche ou média bicouche tel que suggéré avec le filtre Mono-Multi pour l'enlèvement des particules (https://www.filtralite.com/fr, 2019). La couche supérieure du Mono-Multi est constituée du média NC 1,5-2,5 mm qui est léger et de porosité très élevée. Quant à la couche du bas, elle est composée du média HC 0,8-1,6 mm qui est plus lourd et moins poreux comparativement à la couche du haut. Le Tableau 2.12 présente quelques exemples du média Filtralite® Pure utilisés pour le traitement de l'eau potable.

Tableau 2.12 Quelques exemples de Filtralite® Pure (https://www.filtralite.com/fr, 2019) (suite).

Média	**Taille (mm)**	**Densité apparente (kg/m^3)**	**Masse volumique des particules (kg/m^3)**	**Vides (%)**
Filtralite® HC 0,5-1	0,25-1,4	875	1800	~55
Filtralite® NC 0,8-1,6	0,8-1,6	530	1260	~60

Tableau 2.12 Quelques exemples de Filtralite® Pure (https://www.filtralite.com/fr, 2019) (fin).

Média	**Taille (mm)**	**Densité apparente (kg/m^3)**	**Masse volumique des particules (kg/m^3)**	**Vides (%)**
Filtralite® HC 0,8-1,6	0,8-1,6	850	1700	~55
Filtralite® NC 1,5-2,5	1,4-2,5	500	1050	~60
Filtralite® MC 1,5-2,5	1,4-2,5	600	1300	~55

N : densité normale; H : densité élevée; M : densité moyenne; C : concassé

Depuis plus de deux décennies, la Filtralite® fait l'objet de différentes études pilotes pour évaluer son application en traitement de l'eau potable comme média alternatif au filtre à sable/anthracite (S/A).

Eikebrokk, Bjørnar et Saltnes (2001) ont été les premiers à étudier les performances de la Filtralite® en filtration physique granulaire en ligne pour l'enlèvement de la matière organique. La configuration des deux filtres était basée sur des diamètres effectifs et des profondeurs équivalentes des couches respectives (Eikebrokk, Bjørnar & Saltnes, 2001). Les auteurs ont recommandé l'utilisation de la Filtralite® pour remplacer l'anthracite dans la couche du haut d'un média bicouche conventionnel, car elle a réduit le taux de progression des pertes de charges, augmenté les durées de cycles et les capacités de rétention des particules et ce, indépendamment du coagulant testé. La Filtralite® a pu conserver une même qualité du filtrat à l'égard de la turbidité, la couleur et la matière organique (Eikebrokk, Bjørnar & Saltnes, 2001).

Des études pilotes connexes en coagulation/filtration en ligne ont investigué les performances d'un média bicouche à S/A par rapport à un bicouche de Filtralite® (F/F) pour l'enlèvement des substances humiques (Eikebrokk, Björnar & Saltnes, 2002; Saltnes, T., Eikebrokk, & Ødegaard, 2002; Saltnes, Torgeir et al., 2002). Les résultats obtenus ont démontré que la coagulation à base d'alun a produit une percée de turbidité pour la Filtralite® par rapport au filtre témoin ainsi qu'une concentration de métal (Al) résiduel élevée. Toutefois, elle a produit une qualité de filtrat acceptable en utilisant un coagulant préhydrolysé à base de polychlorure d'aluminium (PAX, 9,02 wt %Al) pour un pH optimal (i) de 6,5 pour une eau brute avec une couleur de 15 uc qui a nécessité une dose de 0,8 mg/L et (ii) un pH de 6 pour une eau brute avec une couleur de 50 uc, avec un dosage de 2,5 mg/L (Eikebrokk, Björnar & Saltnes, 2002; Saltnes, T. et al., 2002; Saltnes, Torgeir

et al., 2002). De plus, la Filtralite® a réduit significativement les pertes de charges initiales et les taux de développement des pertes de charge (Eikebrokk, Björnar & Saltnes, 2002; Saltnes, T. et al., 2002; Saltnes, Torgeir et al., 2002)..

Une comparaison similaire en filtration grossière sans ajout de coagulant a révélé que le filtre bicouche Filtralite® Mono-Multi par rapport au filtre témoin à sable/anthracite (S/A) a augmenté les durées de cycles de filtration tout en produisant une qualité d'eau filtrée similaire en termes de turbidité et de compte de particules, de carbone organique particulaire et de chlorophylle-a (Mikol et al., 2007). Les performances hydrauliques élevées de la Filtralite® seraient potentiellement dues à sa forme irrégulière, sa porosité élevée et à la disposition des grains de média dans le lit filtrant, ce qui lui procure une capacité de stockage des particules élevée sans colmatage de surface significatif des vides (Mikol et al., 2007).

Mitrouli et al. (2008) ont comparé le remplacement de l'anthracite par la Filtralite® dans la couche supérieure d'un média bicouche dont la couche du bas était constituée de sable, ceci comme application en pré-traitement au dessalement de l'eau de mer par osmose inverse et ce, pour des vitesses de filtration de 5, 10 et 15 m/h, durant l'été et l'hiver. Les résultats obtenus ont démontré que le filtre à S/F a obtenu des performances semblables au filtre témoin S/A en ce qui concerne la turbidité à l'eau filtrée, l'indice de colmatage SDI (*Silt Density Index)* et le carbone organique total (COT) pour les deux saisons pour différentes vitesses de filtration. Néanmoins, le filtre à S/F a mieux performé lorsque testé à 5 m/h durant l'hiver. De plus le filtre à S/F a produit les plus faibles pertes de charge par rapport au filtre S/A.

Une autre étude connexe réalisée par les mêmes auteurs a comparé un filtre Mono-Multi Filtralite® à un filtre à sable/anthracite selon les critères de préfiltration en amont d'une osmose inverse (Mitrouli, Karabelas, Yiantsios, & Kjølseth, 2009). Globalement, la Filtralite® a obtenu les meilleures performances pour la qualité de l'eau produite et pour le taux de développement des pertes de charge. Les bonnes performances de la Filtralite® sont attribuables à la rugosité de la surface des grains très poreuse qui favorise une meilleure capacité de rétention des microparticules et des agrégats (Mitrouli et al., 2009).

Une seule étude a documenté l'utilisation d'un filtre monocouche de Filtralite® en comparaison à un filtre monocouche de sable pour une vitesse de filtration de 7,4 m/h (Davies & Wheatley, 2012). C'est une application en filtration conventionnelle où les filtres reçoivent une eau décantée de très

faible turbidité (0,15-0,20 UTN). Il s'est avéré que la Filtralite® a réduit les pertes de charge en raison de sa porosité élevée, augmenté les durées de cycle jusqu'à 3,5 fois comparativement au sable tout en respectant l'objectif de turbidité à l'eau filtrée inférieur à 0,10 UTN. Toutefois, la turbidité à l'eau filtrée produite par la Filtralite® était légèrement inférieure à celle du filtre à sable en raison de sa grande taille des grains qui procure au lit filtrant une structure de pores plus ouverte. Conséquemment, les distances à parcourir par les particules en suspension sont augmentées pour être transportées vers la surface des grains pour s'y déposer (Davies & Wheatley, 2012).

D'autres configurations de filtres ont été comparées en remplaçant la couche supérieure de l'anthracite dans un média conventionnel bicouche par la Filtralite® pour une application en filtration directe. Les résultats obtenus sont en accord avec les études précédentes affirmant que la Filtralite® a comme principal avantage de réduire le taux de développement des pertes de charge tout en présentant une turbidité à l'eau filtrée similaire sans être affectée (P value < 0,05) par le changement du taux de filtration (Badalians Gholikandi et al., 2012).

Finalement, Cescon, Jiang, Haffey, Moore et Callaghan (2016) ont investigué les performances de filtres bicouches à base de verre recyclé (V) et de Filtralite® en comparaison avec un filtre témoin à sable/anthracite, avec une coagulation optimisée pour une filtration conventionnelle lente à 2,3 m/h. Il a été démontré que les deux filtres ont produit une eau de qualité similaire en termes de COD et de compte de particules, mais que le filtre à V/F a réduit de 50% les pertes de charge totales par rapport au filtre à S/A. Malgré les faibles comptes de particules obtenus globalement sur toute la durée de cycle pour les filtres comportant la Filtralite®, les comptes de particules initiaux après les rétrolavages des filtres étaient significativement élevés suggérant ainsi l'augmentation de la période de maturation (Cescon et al., 2016). Comme la durée de cycle de filtration est courte en filtration directe, une maturation peu efficace peut peser lourdement sur l'atteinte des critères de turbidité basés sur des 95e centile.

Le Tableau 2.13 résume les principales caractéristiques des filtres Filtralite® en comparaison avec les filtres témoins testés en eau potable issues des études recensées plus haut.

Tableau 2.13 Sommaire des configurations de filtres testés utilisant la Filtralite® (suite).

Référence	Type filtration	Vitesse (m/h)	Colonne	Couche	Média	L (mm)	d_{10} (mm)	Cu	L/d_{10}
(Eikebrokk, Bjørnar & Saltnes, 2001)	En ligne	5 à 12	**Filtre 1 témoin**	Haut	Anthracite 0,8-1,6 mm	600	0,82	1,32	1432
				Bas	Sable 0,4-0,8 mm	350	0,5	-	
			Filtre 2	Haut	Filtralite® NC 0,8-1,6 mm	600	0,81	1,31	1441
				Bas	Sable 0,4-0,8 mm	350	0,5	-	
(Saltnes, Torgeir et al., 2002)	En ligne	7,5	**Filtre 1 témoin**	Haut	Anthracite 0,8-1,6 mm	470	-	-	-
				Bas	Sable 0,4-0,8 mm	470	-	-	
			Filtre 2	Haut	Filtralite® NC 1,6-2,5 mm	470	1,65	1,29	844
				Bas	Filtralite® HC 0,8-1,6 mm	470	0,84	1,54	
(Eikebrokk, Björnar & Saltnes, 2002; Saltnes, T. et al., 2002)	En ligne	7,5 à 12,5	**Filtre 1 témoin**	Haut	Anthracite 0,8-1,6 mm	600	0,82	1,44	1432
				Bas	Sable 0,4-0,8 mm	350	0,5	1,32	
			Filtre 2	Haut	Filtralite® NC 1,6-2,5 mm	470	1,65	1,29	844
				Bas	Filtralite® HC 0,8-1,6 mm	470	0,84	1,54	

Tableau 2.13 Sommaire des configurations de filtres testés utilisant la Filtralite® (suite).

Référence	**Type filtration**	**Vitesse (m/h)**	**Colonne**	**Couche**	**Média**	**L (mm)**	**d_{10} (mm)**	**Cu**	**L/d_{10}**
			Filtre 3	Haut	Filtralite® NC 1,6-2,5 mm	1180	1,65	1,29	1429
				Bas	Filtralite® HC 0,8–1,6 mm	600	0,84	1,54	
(Mikol et al., 2007	Filtration grossière comme prétraitement à des membranes ou filtres lents	10	**Filtre 1 témoin**	Haut	Anthracite 1,7-2,5 mm	500	-	-	-
				Bas	Sable 0,6-1,18 mm	500	-	-	
			Filtre 2	Haut	Filtralite® NC 1,5-2,5 mm	500	-	-	-
				Bas	Filtralite® HC 0,8-1,6 mm	500	-	-	
(Mitrouli et al., 2008)	Prétraitement dessalement eau de mer	Hiver : 5 et 10 Été : 5, 10 et 15	**Filtre 1 témoin**	Haut	Anthracite 1,2-2,5 mm	700	1,55	<1,5	1007
				Bas	Sable 0,8-1,25 mm	500	0,9	<1,5	
			Filtre 2	Haut	Filtralite® MC 1,5-2,5 mm	700	1,7±0,3	<1,5	967
				Bas	Sable 0,8-1,25 mm	500	-	-	
(Davies & Wheatley, 2012)	Conventionnelle	7,4	**Filtre 1 témoin**	-	Sable 0,5-1,0 mm (d_{10}=0,59)	600	0,59	1,27	1017
			Filtre 2	-	Filtralite® HC 0,8-1,6 d_{10}=0,77	600	0,77	1,82	779

Tableau 2.13 Sommaire des configurations de filtres testés utilisant la Filtralite® (fin).

Référence	**Type filtration**	**Vitesse (m/h)**	**Colonne**	**Couche**	**Média**	**L (mm)**	**d_{10} (mm)**	**Cu**	**L/d_{10}**
			Filtre 2	Haut	Filtralite® d_{10}=2,14 mm	450	2,14	1	599
				Bas	Sable 0,8-1,25 mm	350	0,9	-	
(Badalians Gholikandi et al., 2012)	Directe	10, 15 et 20	**Filtre 1 témoin**	Haut	Anthracite d10=2,14 mm	450	2,14	1	599
				Bas	Sable d_{10}= 0,9 mm	350	0,9	1,4	
(Cescon et al., 2016)	Lente conventionnelle	2,3	**Filtre 1 témoin**	Haut	Anthracite d_{10}=0,9 mm	600	0,9	≤1,5	1421
				Bas	Sable d_{10}= 0,53 mm	400	0,53	1,38	
			Filtre 2	Haut	Filtralite® HC 0,8-1,6 mm (d_{10}=0,9)	600	0,9	<1,5	1407-1620
				Bas	Verre*	400	0,51-0,6	1,37-1,5	

2.8 Synthèse et critique des travaux antérieurs

Les coagulants préhydrolysés ont été reconnus plus efficaces que les coagulants traditionnels pour le contrôle de la turbidité en eaux froides et des concentrations d'aluminium résiduel à l'eau traitée. Toutefois, leurs mécanismes d'actions ne sont pas encore bien compris, principalement ceux de la neutralisation des charges et de la formation de précipités d'hydroxyde (Duan & Gregory, 2003). Les mécanismes impliqués dans la déstabilisation des particules et leurs agrégations utilisant le PACl sont la neutralisation des charges, la *patch* électrostatique et le pontage qui serait aussi impliqué lorsque des espèces de plus grandes tailles ont été préformées ou sont formées in-situ (Wu et al., 2009). Par conséquent, l'utilisation du PACl est adaptée pour former des micro-flocs en amont de la filtration directe (Wu et al., 2009). D'ailleurs, différents modèles ont été développés pour les mécanismes de formation de l'alun, cependant les modèles pour le PACl ne sont pas encore bien établis (Wu et al., 2009). Peu de documentation existe quant à l'interaction entre le PACl et le polyDADMAC lors de la coagulation. Peu d'études présentent des informations au sujet de l'interaction entre le pDADMAC et le chlorohydrate d'aluminium (ACH), une variante fortement préhydrolysée du PACl. De ce fait, leurs mécanismes d'action impliqués dans la coagulation ne sont pas encore tout à fait bien compris. De plus, l'utilisation des mesures de potentiel zêta peut constituer une option intéressante pour déterminer la dose de coagulant optimale. Toutefois, son utilité en filtration directe n'est pas bien documentée. Étant donné que l'objectif de la filtration directe est de former des « pin flocs » (Cleasby, J. & Logsdon, 1999), il est donc nécessaire de statuer sur le besoin d'une neutralisation des charges partielle ou totale pour une telle application.

Les travaux documentant l'usage de la Filtralite® en eau potable comme média granulaire en filtration physique sont limités. La Filtralite® a fait l'objet de quelques études pilotes pour des applications en filtration granulaire rapide de types : en ligne, directe, conventionnelle, grossière en amont d'un traitement membranaire ou d'un filtre à sable lent, en prétraitement au dessalement d'eau de mer et en filtration lente conventionnelle. Afin de comparer les performances des filtres, ces derniers ont été dimensionnés selon des granulométries, densités, profondeurs de couches et des ratios L/d_{10} équivalents ou distincts. Tous les résultats obtenus confirment le principal avantage de la Filtralite® pour la réduction de la perte de charge initiale et du taux de développement des pertes de charge lorsqu'elle : (i) est utilisée dans un média bicouche avec des granulométries et densités différentes F/F (Eikebrokk, Björnar & Saltnes, 2002; Mikol et al., 2007;

Mitrouli et al., 2009; Saltnes, T. et al., 2002; Saltnes, Torgeir et al., 2002), (ii) remplace la couche supérieure du média conventionnel bicouche à sable/anthracite (Badalians Gholikandi et al., 2012; Eikebrokk, Bjørnar & Saltnes, 2001; Mitrouli et al., 2008), (iii) constitue la couche supérieure d'un média bicouche à base de verre recyclé et de Filtralite® par rapport à un sable/anthracite (Cescon et al., 2016) et finalement, (iv) lorsqu'elle est utilisée dans un média monocouche en comparaison avec un filtre à sable (Davies & Wheatley, 2012). Cet avantage serait attribuable en partie à sa porosité élevée telle que générée lors de sa production et à la forme du grain de média qui augmente sa rugosité de surface (Cescon et al., 2016). Il a été reconnu que la rugosité de surface des grains favorise une meilleure capacité de rétention des microparticules et des agrégats (Mitrouli et al., 2009).

Concernant la qualité du filtrat produit, la majorité des études ont affirmé que les filtres de Filtralite® ont pu maintenir une qualité d'eau filtrée similaire à celles des autres filtres témoins testés en termes d'abattement de turbidité, de carbone organique, de *SDI* ou de comptes de particules (Badalians Gholikandi et al., 2012; Eikebrokk, Bjørnar & Saltnes, 2001; Mikol et al., 2007; Mitrouli et al., 2008). Pour d'autres études, la turbidité à l'eau filtrée a été améliorée pour des filtres Filtralite® dimensionnés avec les mêmes granulométries et profondeurs pour chaque couche respective que le filtre témoin à S/A en application comme (1) filtre bicouche Mono-Multi (Mitrouli et al., 2009) et comme (2) remplacement de la couche d'anthracite pour une condition testée à 5 m/h durant l'hiver (Mitrouli et al., 2008). Tandis que d'autres auteurs ont énoncé que le filtre bicouche MonoMulti a détérioré la qualité de l'eau filtrée à l'égard de la turbidité et des concentrations de métal résiduel lorsqu'il était comparé à un filtre conventionnel à S/A de plus faible granulométrie (Eikebrokk, Björnar & Saltnes, 2002; Saltnes, T. et al., 2002; Saltnes, Torgeir et al., 2002). Enfin, une seule étude pilote a comparé les performances d'un filtre monocouche sable à un filtre monocouche Filtralite® pour la réduction de la turbidité en filtration conventionnelle avec une granulométrie plus fine pour le premier (Davies & Wheatley, 2012). L'auteur a statué tout de même que la Filtralite® a présenté une moins bonne turbidité à l'eau filtrée en raison de la taille grossière de ses grains qui permet aux particules en suspension de pénétrer plus profondément dans le lit filtrant sans être retenues et dans une certaine mesure d'y échapper (Davies & Wheatley, 2012).

Aucune étude n'a documenté l'utilisation d'un filtre monocouche ou bicouche Filtralite® par rapport à un filtre monocouche sable avec un dosage combiné de coagulant préhydrolysé à base

de sels métalliques et de polymère cationique. Le sable est le média granulaire le plus utilisé en filtration gravitaire rapide en raison de sa disponibilité et de son faible coût (Davies & Wheatley, 2012). De plus, l'expérience extensive développée avec ce média conduit assez souvent à des résultats prévisibles pour une qualité d'eau brute relativement stable (Davies & Wheatley, 2012). Cependant, lorsque cette dernière subit des changements brusques et que le conditionnement chimique n'est pas adéquat, les cycles de filtration sont terminés rapidement sur une perte de charge très élevée ou sur une percée précoce. Par conséquent, les fréquences de lavages des filtres et par association les pertes d'eau et les coûts énergétiques et de production sont donc augmentés significativement. Par ailleurs, le risque microbiologique à la suite de percées se voit aussi augmenté.

Il est donc d'intérêt d'évaluer les performances de la Filtralite® en filtration directe comme alternative à un filtre témoin à sable monocouche, avec un dosage mixte de coagulant préhydrolysé à base de chlorohydrate d'aluminium (CHA) et un polyélectrolyte cationique de type polyDADMAC optimisé pour l'enlèvement de la turbidité dans le but d'augmenter la productivité des filtres ainsi que leur résilience microbiologique.

2.9 Objectifs et hypothèses de recherche

2.9.1 Objectifs de recherche

2.9.1.1 Objectif général

L'objectif principal de ce projet de recherche est d'optimiser la filtration en ligne à l'usine Charles-J.-Des Baillets en matière d'abattement de turbidité et d'augmentation de la productivité des filtres. La Ville désire atteindre :

1. Des durées de cycles moyennes ≥ 60h en dehors de la période de pointe de turbidité tout en maintenant la turbidité à l'eau filtrée à moins de 0,15 UTN dans 95% des cas par cycle ;
2. Des durées de cycle moyennes ≥ 24h en période de pointe de turbidité tout en maintenant la turbidité à l'eau filtrée à moins de 0,15 UTN dans 95% des cas par cycle.

Trois facteurs seront ainsi évalués pour atteindre ces objectifs : l'apport du coagulant inorganique, l'apport du polymère cationique et la configuration de filtre.

2.9.1.2 Objectifs spécifiques

1. Évaluer l'impact de la configuration des quatre filtres granulaires suivants opérés en parallèle sur la turbidité à l'eau filtrée et les durées de cycle de filtration :
    1. Sable/anthracite (S/A)
    2. Filtralite® bicouche (F/F)
    3. Sable témoin de l'usine (S)
    4. Filtralite® monocouche (F)
2. Déterminer le ratio volumétrique optimal de coagulant inorganique PAX-XL1900 et de coagulant organique polyDADMAC de type SUPERFLOC® C592 qui permet de maximiser l'abattement de la turbidité à l'eau filtrée et les durées de cycle de filtration.
3. Déterminer à l'échelle laboratoire à l'aide des mesures de potentiel zêta, les doses nécessaires pour chaque ratio de coagulant qui permettraient la neutralisation des charges en période de pointe de turbidité.

2.9.2 Hypothèses de recherche

1- La Filtralite® permet de prolonger les durées de cycles de filtration par rapport au filtre à sable de l'usine, sans compromettre la qualité de l'eau filtrée lorsque testée avec une coagulation mixte à base de ACH et pDADMAC.

2- Un ratio volumétrique de PAX-XL1900 et de Superfloc® C592 à plus de 50% offre de meilleures performances lors des pointes de turbidités printanières.

3- La mesure du potentiel zêta est un bon indicateur de la dose de coagulant à appliquer en filtration directe.

CHAPITRE 3 MÉTHODOLOGIE

Ce chapitre présente la méthodologie expérimentale utilisée pour la conception de certains éléments du pilote industriel et pour son opération à l'usine Charles-J.-Des Baillets ainsi que la méthodologie utilisée pour les essais à l'échelle laboratoire au CREDEAU.

3.1 Étude en pilote industriel

L'objectif de cette étude pilote est d'optimiser les procédés de coagulation et de filtration directe à l'usine Charles-J.-Des Baillets en termes de réduction de la turbidité à l'eau filtrée et d'augmentation de la capacité de production. À cet effet, différentes stratégies de coagulation ont été testées en parallèle à différentes configurations de médias filtrants. Les essais pilotes se sont déroulés en continu pendant 6 mois (de mars jusqu'en juillet 2019).

3.1.1 Description de l'installation pilote

L'unité mobile du CREDEAU utilisée pour les essais pilotes à l'usine Charles-J.-Des Baillets comprend des étapes de coagulation et de floculation ainsi qu'une étape de filtration directe avec 2 trains constitués de 2 colonnes chacun. Le pilote fonctionne en mode automatique et en continu. Les photos du pilote sont présentées aux figures 3.1 et 3.2. Le schéma du montage du pilote utilisé dans le cadre de ces essais est présenté à la figure 3.3.

Figure 3.1 Photo du pilote (vue de côté).

Figure 3.2 Photo du pilote et de l'unité télescopique (vue de derrière).

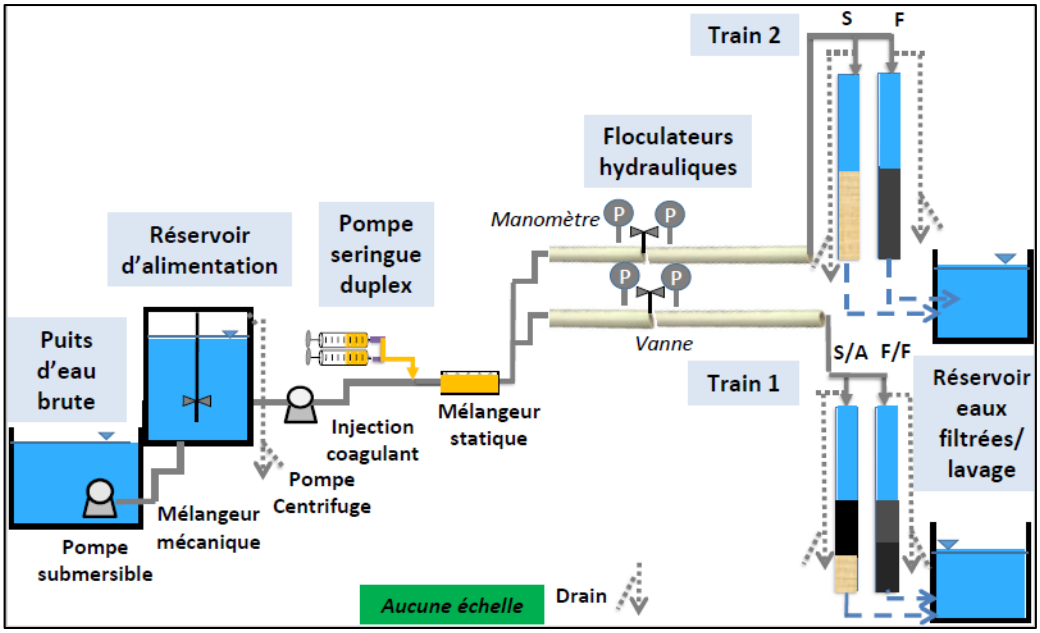

Figure 3.3 Schéma du montage du pilote industriel.

3.1.1.1 Conditions de mélange des produits chimiques

3.1.1.1.1 Coagulation

Les produits chimiques utilisés au pilote ont été mélangés sur place dans des proportions volumétriques et injectés simultanément à l'aide d'une pompe seringue duplex de type Cole-Parmer® 200 Touch Screen. La pompe était raccordée à un tube Masterflex n° 13 en silicone de la série L/S avec un diamètre interne de 0,031 po (0,8 cm). Ses caractéristiques sont résumées dans le Tableau 3.1.

Tableau 3.1 Caractéristiques de la pompe seringue.

Volume unitaire	Diamètre intérieur	Débit	Précision
140 mL	37,45 mm	Min : 3,06000 ml/min Max : 216,005 ml/min	± 0,35%

Il est à noter que l'injection du coagulant à l'usine se fait dans la chute du bassin de mise en commun des pompes basses pressions (BP). Pour des contraintes d'échelle associées au pilote, un mélangeur statique a été installé en aval du point d'injection pour favoriser un mélange optimal ainsi qu'une dispersion uniforme des produits injectés. Cette étape n'est donc pas représentative des conditions actuelles de l'usine telles que présentées à la figure suivante.

Figure 3.4 Points d'injection de coagulant à l'usine.

3.1.1.1.2 Floculation

Pour l'étape de la floculation, un floculateur hydraulique de 150 mm de diamètre en PVC a été ajouté en amont de chaque train de filtration composé de deux sections, pour imiter l'infrastructure en place à l'usine (Figure 3.5). Cette conception reproduit le temps de rétention hydraulique de 26 minutes entre le point d'injection du coagulant et le dernier filtre de chacune des deux galeries de filtration et la perte de charge induite par la vanne modulante (de 72 po) à l'entrée de chaque galerie des filtres. La perte de charge ponctuelle de la vanne modulante à l'usine a été estimée à 1,39 m pour un pourcentage d'ouverture de 39%, ce qui représente un gradient de vitesse G = 1546 s^{-1} pour ce scénario (Bouchard, 2017).

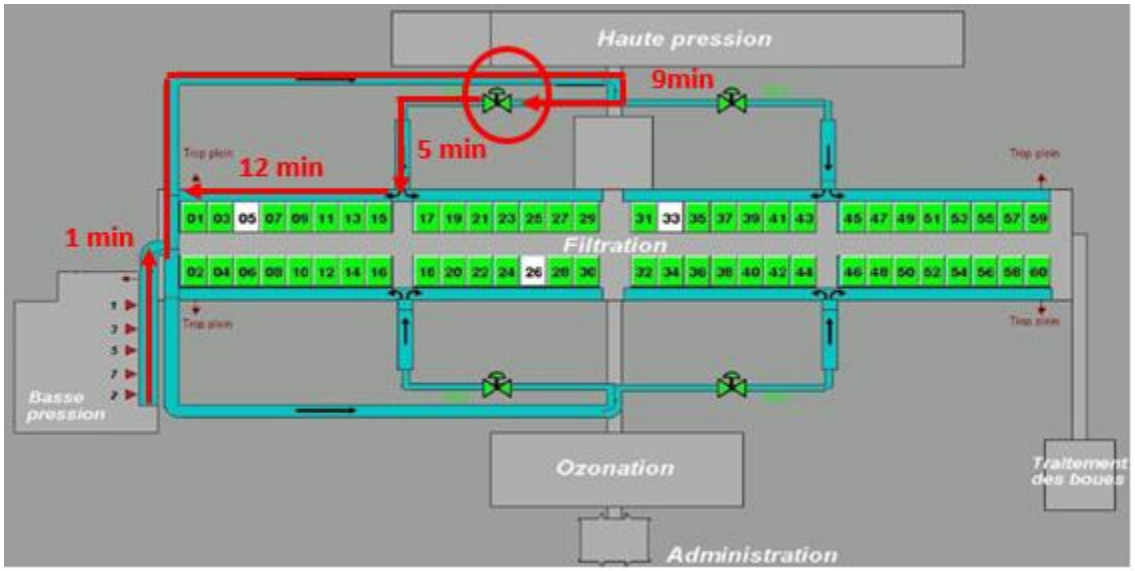

Figure 3.5 Temps de résidence hydraulique après l'injection du coagulant jusqu'au dernier filtre de la galerie (scénario 3 pompes BP).

Ces floculateurs ont été dimensionnés pour un scénario de fonctionnement de 3 pompes basses pressions (BP) à capacité maximale avec un débit de 14,79 m^3/s, soit 56 filtres en fonction sur 60 où un filtre par galerie est à l'arrêt. Ce scénario de fonctionnement à l'usine représente un temps de résidence hydraulique nécessaire de 9 min dans la première section avant d'atteindre la vanne modulante, et un second TRH après la vanne modulante jusqu'à l'entrée du dernier filtre de 17 min dans la galerie. Au pilote, ces TRH ont nécessité donc des sections de conduites rigides de diamètre 150 mm et de longueurs respectives de 2,03 m et 4,06 m. Tenant compte du temps de contact disponible dans les sections de tuyauteries flexibles (i) à la sortie du pilote pour rejoindre la section rigide du floculateur hydraulique et (ii) du temps disponible avant d'atteindre les filtres, les temps de contact résiduels sont de 7,05 et 16,3 minutes pour les première et deuxième sections du floculateur respectivement, correspondant donc à des sections de longueurs respectives de 1,67 et 3,86 mètres. La photo du floculateur est présentée à la Figure 3.6.

Le pourcentage d'ouverture de la vanne est ajusté manuellement selon le débit du train de façon à maintenir une perte de charge différentielle de 2 PSI, mesurée par deux manomètres en amont et en aval de cette dernière. Le Tableau 3.2 résume les principaux critères de conception des floculateurs hydrauliques.

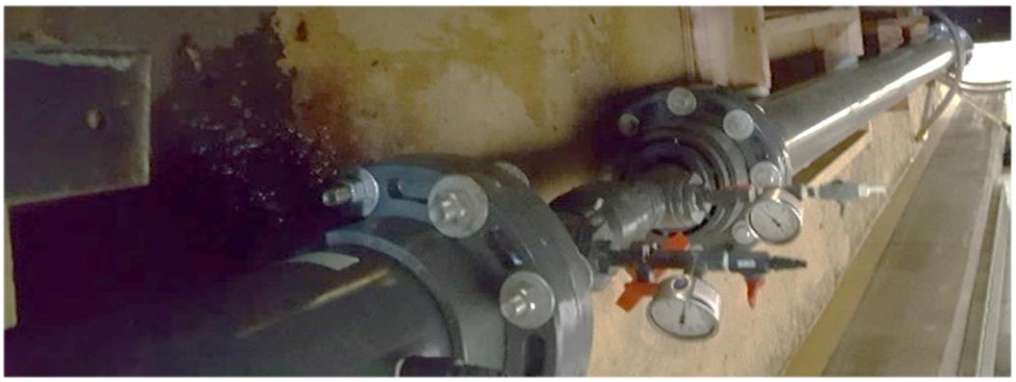

Figure 3.6 Photo du floculateur hydraulique

Tableau 3.2 Scénario de fonctionnement à l'usine considéré pour la conception des floculateurs hydrauliques.

Paramètre	Valeur
Débits pompes basses pression en fonction	4,93 m^3/s unitaire (3)
Nombre de filtres en fonction	56/60
Temps de séjour après injection coagulant	26 min
Vitesse de filtration	5,91 m/h
Température	2°C

3.1.2 Stratégie de coagulation

Le coagulant préhydrolysé utilisé actuellement à l'usine est le PAX-XL3932G, à base de polychlorure d'aluminium et à basicité élevée (82%). Il est composé dans des proportions volumétriques de 81% de coagulant inorganique PAX-XL1900 et de 19% de polymère cationique de type polyDADMAC, soit le SUPERFLOC® C592. Ces produits sont fournis par Kemira Water Solutions Canada, Inc. Le PAX-XL1900 est un coagulant préhydrolysé à base de chlorhydrate d'aluminium à basicité élevée (83%). Le SUPERFLOC® C592 contient 40% de matières sèches. L'efficacité de ces produits a été éprouvée au moyen de jar tests au laboratoire et à l'échelle réelle. Toutefois, ce dosage mixte est problématique à l'usine en période de pointe de turbidité printanière (≥ 5 UTN). Durant cette période, la qualité de l'eau brute se dégrade avec une augmentation majeure des particules et de la turbidité. En effet, des difficultés d'opération sont éprouvées qui se traduisent par une augmentation des pertes de charges, une réduction des durées de cycles de filtration ainsi qu'une augmentation des fréquences de lavages des filtres. Ces enjeux seraient liés notamment au dosage du coagulant inorganique qui forme des flocs moins robustes que ceux

formés par le polymère cationique (Bolto & Gregory, 2007). Étant donné que les durées de cycles de filtration ont été prolongées avec l'ajout du polyDADMAC (Annie Carrière & Barbeau, 2008) et que la turbidité à l'eau filtrée a été améliorée (Kazza, 2015), il est proposé d'augmenter sa portion et de réduire celle du PAX-XL1900. Les essais réalisés dans le cadre de la stratégie de coagulation visaient à déterminer le ratio optimal entre le PAX-XL1900 et le SUPERFLOC® C592 quant à la rencontre des critères de performances établis à savoir la turbidité de l'eau filtrée et la durée de cycle de filtration.

Initialement, un mélange des deux produits de coagulants a été proposé, partant de la prémisse que le PAX-XL3932G était formé du SUPERFLOC® C595, qui est 5 fois plus visqueux que le C592, et qui ne serait donc pas pompable à l'usine tel quel. Toutefois, il s'est avéré que le PAX-XL3932G était formé du C592, et donc son pompage seul ne constitue plus un enjeux à l'usine. Le plan expérimental a été de tout de même maintenu. Les différents ratios testés et leurs périodes de réalisation sont les résumés dans le Tableau 3.3.

Tableau 3.3 Caractéristiques des ratios de coagulants testés et calendrier des essais 2019.

Date des essais (2019)	**Mélanges de coagulants testés**				
	Ratio (%) PAX-XL1900 : C592		**% Al (massique)**	**Densité mélange (mg/mL)**	**Doses testées (mg liq. /L)**
	volumétrique	**massique**			
4 au 18 avril	81 : 19	84 : 16	10,4	1300	1,22 - 6,24
18 au 23 avril	81 : 19	84 : 16	10,4	1300	7,80 - 31,2
16 au 31 mai	20 : 80	24 : 76	2,9	1138	1,92
31 mai au 26 juin	0 : 100	0 : 100	12,4	1340	0,52 – 2,06
26 juin au 16 juillet	100 : 0	100 : 0	0	1075	3,06

3.1.2.1 Calcul de la dose de coagulant

3.1.2.1.1 Dose liquide de coagulant (mg liq. /L)

Le calcul de la dose liquide de coagulant (mg liq. /L) est présenté à l'équation 6 :

$$\text{Dose liquide} = \frac{\left(Q_s \times \frac{60\ \text{min}}{\text{h}} \times \rho_{\text{mélange}}\right)}{Q_{EB}} \qquad \textit{Équation 6}$$

Où Qs le débit de la pompe seringue (mL/min), ρ la densité du mélange de coagulants (mg/mL) et Q_{EB} le débit de l'eau brute (L/h).

3.1.2.1.2 Dose de coagulant inorganique (mg Al/L)

Le calcul de la dose de coagulant inorganique (mg Al/L) est présenté à l'équation 7 :

$$\text{Dose}_{\text{coagulant inorganique}} = \text{Dose liquide} \times \%\ \text{Al}_{\text{mélange}}\ (\text{massique}) \qquad \textit{Équation 7}$$

Où le % Al représente le pourcentage d'aluminium contenu dans le ratio **<u>massique (et non volumétrique)</u>** du mélange de coagulants exprimé en % massique.

3.1.2.1.3 Dose de polyDADMAC (mg sec/L)

Le calcul de la dose de polyDADMAC (mg sec/L) est présenté à l'équation 8 :

$$Dose_{pDADMAC} = \left(\frac{dose\ liquide}{\rho_{mélange}}\right) \times \%\ pDADMAC \times \rho_{pDADMAC} \times \%\ matière\ sèche \qquad \textit{Équation 8}$$

Où la dose liquide de coagulant en mg liq. /L, $\rho_{\text{mélange}}$ la densité du mélange de coagulant, ρ_{pDADMAC} la densité du pDADMAC, % pDADMAC le pourcentage **<u>massique (et non volumétrique)</u>** du pDADMAC (présenté au Tableau 3.3) en décimal pour un mélange donné. Sachant que le SUPERFLOC® C592 utilisé dans ce projet a une densité de 1075 mg/ml et un pourcentage de matières sèches de 40%.

3.1.3 Configurations des filtres

Le remplacement des filtres à sable actuels de l'usine par des médias alternatifs a été évalué afin de réduire les fréquences de lavage et d'augmenter la productivité de l'usine. Quatre configurations de filtres différentes ont été testées en parallèle, telles que résumées dans le Tableau 3.4 (Figure 3.7).

Les performances des filtres bicouches sont comparées au moyen du train 1 qui comprend un filtre à sable/anthracite (S/A) et un filtre MonoMulti® qui est une bicouche de Filtralite® de deux granulométries et densités différentes (F/F). L'utilisation de médias bicouches permet de réduire la progression des pertes de charges sur le lit filtrant par rapport aux médias monocouches (Cleasby,

J. L. & Sejkora, 1975). Quant au train 2, il sert à évaluer les performances des filtres monocouches soit un filtre à sable (S) représentant le témoin de l'usine et un filtre Filtralite® (F) de densité normale (NC). Tous les médias Filtralite® ont été fournis par Leca International/Sapphire Water. L'anthracite provient du fournisseur Anthrafilter Media & Coal Ltd. Il est à mentionner que le sable constituant les filtres 1 et 3 est celui de l'usine Charles-J. Des Baillets (Temisca Inc.; d_{10}= 0,65 mm) et a donc été récupéré de l'un de ses filtres. Pour la configuration du S/A, seulement une partie du filtre à sable serait substituée par une couche d'anthracite. Le filtre à sable a la granulométrie la plus fine des 4 filtres.

Les ratios entre le diamètre de la colonne (152 mm) et le d_{10} des médias sélectionnés respectent largement la recommandation de 50 et permettent d'éviter les effets de paroi (Lang et al., 1993). La conception des 4 filtres est basée sur une profondeur de média totale de 1170 mm telle que le filtre témoin à sable de l'usine. Elle est aussi basée sur un ratio L/d_{10} supérieur à 1000. Malgré qu'il soit reconnu qu'un média plus fin retient mieux les plus petites particules et qu'il est de coutume d'exagérer la profondeur du média pour compenser ces effets. Ceci n'a pas été appliqué pour deux raisons : (1) la disposition du filtre actuel à l'usine constitue une contrainte à une telle augmentation, (2) l'objectif de l'étude est de sélectionner un conditionnement chimique adéquat qui permettrait de compenser l'effet de l'augmentation de la taille des grains.

Figure 3.7 Configuration des filtres pilotes de gauche à droite : sable/anthracite, MonoMulti Filtralite®, Sable et Filtralite® NC.

Tableau 3.4 Configuration des filtres pilotes à l'étude.

Colonne		**Filtre 1 : (S/A)**	**Filtre 2 : (F/F)**	**Filtre 3 : S**	**Filtre 4 : F**
Nom du filtre		**Sable/Anthracite**	**MonoMulti®**	**Sable**	**Filtralite® NC**
Couche supérieure	Matériau	**Anthracite**	**NC 1,5-2,5**	-	-
	d_{10} (mm)	1,4	1,59	-	-
	Cu	1,2	1,42	-	-
	Densité* (kg/m^3)	1400	1050	-	-
	H média (mm)	845	585	-	-
Couche inférieure	Matériau	**Sable**	**HC 0,8-1,6**	**Sable**	**NC 0,8-1,6**
	d_{10} (mm)	0,65	0,85	0,65	0,98
	Cu	1,4	1,33	1,4	1,30
	Densité* (kg/m^3)	2530	1700	2530	1260
	H média (mm)	325	585	1170	1170
Général	Hauteur lit (mm)	1170	1170	1170	1170
	L/d_{10}	1150	1056	1800	1194
	$D_{colonne}$ (mm)	152	152	152	152
	Submergence (mm)	1800	1800	1800	1800

HC : densité élevée, NC : densité normal, C : concassé, *Densité des particules (mouillée)

3.1.4 Critères d'opération

3.1.4.1 Vitesse de filtration

La vitesse maximale d'opération permise par le Ministère de l'Environnement et de la lutte contre les changements climatiques (MELLCC) en filtration directe utilisant une monocouche de sable est de 5 m/h (MELCC, 2019). L'usine Charles-J.-Des Baillets respecte actuellement cette condition limite, mais serait autorisée dans le cadre d'un nouveau certificat d'autorisation émis par le MELCC à opérer ses filtres à 6 m/h. Ainsi, cette vitesse de filtration a été retenue pour l'opération des colonnes de filtration au pilote.

3.1.4.2 Objectifs de traitement

Afin de répondre aux objectifs de traitement énoncés dans le Tableau 3.5, les paramètres suivants ont été comparés : la dose de coagulant inorganique PAX-XL1900, la dose de polymère cationique SUPERFLOC® C592 et la configuration de filtre. Au moins trois cycles de filtration stables ont été complétés pour chacun des filtres par stratégie de coagulation. Évidemment, les filtres avec les

cycles les plus longs gouvernaient la stratégie de dosage. L'ajustement de la dose de coagulant a été fait en général de manière à maintenir une turbidité moyenne à l'eau filtrée ≤ 0,10 UTN à la sortie du filtre à sable en dehors de la période de pointe et ≤ 0,15 UTN en période de pointe à la sortie du filtre monocouche Filtralite®.

Tableau 3.5 Objectifs de traitement visés.

Période/ Objectifs de traitement	**Turbidité à l'eau filtrée**	**Durée de cycle**	**Log abattement C*ryptosporidium/Giardia***
Hors pointe de turbidité	≤ 0,15 UTN 95% du temps par cycle	60h	3
En pointe de turbidité		≥ 24h	

3.1.4.3 Points de consigne

Le lavage des filtres s'effectue automatiquement sur l'atteinte de l'une des contraintes suivantes (Tableau 3.6). Dans le cas où plus d'un filtre atteint un point de consigne au même moment, l'un des deux filtres sera lavé pendant que l'autre attendra son tour. Il est à noter que pour déterminer la fin de cycle de chaque filtre lors du traitement des données, (i) une turbidité à l'eau filtrée ≥ 0,30 UTN doit être maintenue pendant 15 minutes consécutives ou (ii) une turbidité ponctuelle ≥ 0,50 UTN doit être atteinte.

Tableau 3.6 Points de consigne pour l'opération des filtres.

Paramètres	**Valeurs**
Perte de charge maximale	220 cm
Durée de cycle de filtration maximale	96h
Turbidité à l'eau filtrée	0,30 UTN (15 min) / 0,50 UTN (ponctuelle)

3.1.4.4 Séquence de lavage des filtres

La séquence de lavage des filtres au pilote a été ajustée pour reproduire celle de l'usine actuelle telle que résumée dans l'annexe A. Un lavage à l'air à 24,6 m/h est appliqué pendant 3 minutes suivi d'un lavage à l'eau à 15 m/h pendant 10 min.

3.1.5 Paramètres de suivi

3.1.5.1 Paramètres de suivi en continu

Les paramètres de suivi au pilote sont enregistrés automatiquement en continu et sont résumés dans Tableau 3.7.

Tableau 3.7 Paramètres de suivi en continu.

Paramètres	Point d'échantillonnage*	Fréquence	Méthode
pH	EB	1 min	Sonde en continu
Température	EB		Sonde en continu
Turbidité	EB, EF (4 filtres)		Turbidimètre en continu
Perte de charge	EF (4 filtres)		Différentiel de pression
Débit	EC trains 1 et 2, EF (4 filtres)		Débitmètre en continu

EB : eau brute, EC : eau coagulée, EF : eau filtrée

3.1.5.2 Paramètres de suivi ponctuels

Les paramètres mesurés ponctuellement au pilote ainsi que leurs fréquences d'échantillonnage sont résumés dans le Tableau 3.8 :

Tableau 3.8 Paramètres de suivi ponctuels.

Paramètres	**Point d'échantillonnage***	**Fréquence**	**Méthode**	**Commentaires**
pH/ Température	EB	Hebdomadaire	Méthode 4500 H+B ((APHA), (AWWA), & (WEF), 2012)	Validation du pH mètre en continu
	EC	Hebdomadaire		Suivi des conditions de coagulation
	EF	Par essai		
Alcalinité	EB, EF (4 filtres)	Par essai	Méthode 2330 B. ((APHA) et al., 2012)	Suivi de la consommation de l'alcalinité
Turbidité	EB, EF (4 filtres)	Hebdomadaire	Méthode 2320 ((APHA) et al., 2012)	Validation des turbidimètres en continu
Perte de charge	Amont/aval floculateur	Hebdomadaire	Différentiel de pression	Ajustement de la vanne pour obtenir le perte désirée
Profil pertes de charge	EF (4 filtres)	Hebdomadaire	Piézomètres	Déterminer les niveaux de rétention des particules
Aluminium total	EB, EF (4 filtres)	Hebdomadaire	MA. 203 (Québec, 2013)	Valider le respect de la recommandation à l'EF
Absorbance UV254nm (filtré sur 0,45µm)	EB, EF (4 filtres)	Hebdomadaire	Méthode 5910 B ((APHA) et al., 2012)	Mesure indirecte de l'abattement de matière organique

EB : eau brute, EC : eau coagulée, EF : eau filtrée

Il est à noter que les mesures de pH, température ainsi que les prélèvements pour chaque échantillon pour les mesures d'alcalinité, absorbance UVA @254nm, aluminium résiduel ont été effectuées au même temps, par souci d'efficience. L'échantillonnage s'est fait sur l'eau brute, l'eau filtrée du filtre 1 jusqu'au filtre 4 successivement. Ceci s'est fait de manière à éviter les prélèvements répétitifs qui risquent de déstabiliser le système et de générer des pics de turbidité ou de perte de

charge. Les échantillons d'aluminium résiduel ont été acidifiés avec de l'acide nitrique (HNO_3) pour pouvoir être conservés pendant une plus longue période.

3.2 Essai à l'échelle laboratoire

3.2.1 Mesure du potentiel zêta

Tel que mentionné dans la revue de littérature, l'objectif de la coagulation pour la filtration directe est gouverné par la neutralisation des charges. Ce mécanisme est favorable à la formation de « pin flocs » (Cleasby, J. & Logsdon, 1999) qui implique l'utilisation de plus faibles doses de coagulants contrairement à une filtration conventionnelle. Généralement, l'application de la filtration directe est recommandée pour une faible concentration de particules à l'eau brute avec une turbidité ≤ 5 UTN (MELCC, 2019). Toutefois, lorsque la turbidité à l'eau brute dépasse cette recommandation, il serait utile de déterminer le mécanisme prépondérant de l'agrégation des particules déstabilisées.

L'objectif de ces travaux est de comparer l'efficacité de chaque ratio de coagulants testés (PAX-XL1900 : SUPERFLOC® C592) à neutraliser les charges et de déterminer le besoin d'une neutralisation complète ou partielle pour une application en filtration directe en pointe de turbidité. Les ratios sont les suivants dans des proportions volumétriques entre le PAX-XL1900 et le C592 : 100/0, 80/20, 20/80 et 0/100. Ces mesures aident à interpréter les performances de la filtration obtenues au pilote et à statuer sur les conditions de coagulation.

La mesure du potentiel zêta est un bon indicateur de la stabilité des particules dans une solution (Morfesis et al., 2009). Il est reconnu que des conditions optimales d'agrégation sont atteintes lorsque le potentiel zêta se rapproche de zéro (Xu et Fitzpatrick 2006). Le potentiel zêta des particules est déterminé par la mesure de leur mobilité électrophorétique. Ce principe repose sur la technique de l'électrophorèse par laser Doppler définit par la mesure de la vitesse de déplacement des particules sous l'influence d'un champ électrique. Cette vitesse est proportionnelle à l'intensité du champ et au potentiel zêta. Ainsi, les particules chargées négativement migrent vers l'électrode positive. Ensuite, un laser traverse la solution et une partie de la lumière est diffusée par les particules en mouvement.

Les mesures de potentiel zêta ont été effectuées avec la machine Zetasizer série Nano ZSP modèle ZEN5600 de Malvern Instruments Ltd. La cellule capillaire utilisée est de type DTS1070 (de longueur 5 cm et de volume 1 mL). La limite de détection de l'appareil est de 10^6 particules/ mL.

Un échantillon d'eau brute de 50 ml a été coagulé et brassé vigoureusement, laissé 30 secondes au repos pour qu'il se stabilise puis a été analysé avec la machine, à température pièce (21-22 °C).

3.3 Analyse statistique des résultats

Les données en continu issues du pilote ont été traitées avec le logiciel Statistica (version 12.0) et sont présentées au chapitre 4. Le format du diagramme à barres d'erreur a été sélectionné pour représenter les résultats de la turbidité à l'eau filtrée, les pertes de charges en fin de cycle et les durées de cycle de filtration en fonction du ratio de coagulant et/ ou de la configuration du filtre. Le point représente la moyenne de la distribution et les barres représentent le min et le max respectivement, ou tel que spécifié sur la figure.

CHAPITRE 4 RÉSULTATS DES ESSAIS PILOTES

Ce chapitre présente les résultats des essais pilotes qui se sont déroulés à l'usine Charles-J.-Des Baillets de mars à juillet 2019.

4.1 Évaluation de la représentativité des essais pilotes

4.1.1 Paramètres d'opération utilisés au pilote

Les premiers tests de mise en route du pilote se sont déroulés du 9 au 20 mars 2019 et ont permis de valider le fonctionnement de l'unité mobile et d'apporter des correctifs aux instruments et équipements problématiques. Les essais de validation de la représentativité du filtre à sable témoin du pilote ont suivi du 21 au 31 mars 2019, et avaient pour but d'évaluer la reproductibilité à l'échelle pilote du comportement des filtres à sable de l'usine Charles-J.-Des Baillets afin de pouvoir utiliser les résultats avec confiance. À cet effet, les mêmes conditions d'opérations appliquées à l'usine en termes de vitesse de filtration, de dosage de coagulant et de séquence de lavage des filtres ont été utilisées à l'unité pilote. Ainsi, le débit moyen horaire des pompes basses pressions considéré à l'usine était de 9,97 m^3/s et correspondait à la période de pompage du 1er février 2018 au 27 février 2019. Ce scénario représente un fonctionnement de 54 filtres en mode filtration, pour une vitesse de filtration de 4,15 m/h. La dose de coagulant appliquée au pilote est de 1,22 mg liq. /L du PAX-XL3932G, correspond à celle utilisée à l'usine le 4 mars 2019. Ensuite, ce dosage a été augmenté jusqu'à 1,39 mg liq./L pour s'ajuster à l'augmentation de la turbidité à l'eau brute.

4.1.2 Paramètres utilisés pour la comparaison des performances du filtre à sable témoin et des filtres de l'usine

Afin d'évaluer la représentativité du pilote, les résultats des cycles obtenus au pilote pour le filtre à sable ont été traités selon des points de consigne différents de ceux fixés au SCADA (système de contrôle et d'acquisition de données en temps réel) pour initier un lavage automatique. En effet, les points de consignes utilisés sont les mêmes qu'à l'usine et sont résumés dans le Tableau 4.1 suivant :

Tableau 4.1 Points de consignes pour le traitement des données pilotes pour l'évaluation de la représentativité du filtre pilote avec les filtres de l'usine Charles-J.-Des Baillets.

Paramètres	**Valeurs**
Perte de charge	158 cm
Durée de cycle de filtration	72 h
Turbidité à l'eau filtrée (ponctuelle)	0,50 UTN
Turbidité à l'eau filtrée soutenue pour 15 minutes	0,30 UTN

Au minimum, trois cycles de filtration complets étaient nécessaires à la comparaison. Les paramètres suivants ont été évalués : turbidité à l'eau filtrée, perte de charge initiale, perte de charge finale, progression de perte de charge et durée de cycle de filtration, tels que résumés dans le Tableau 4.2 suivant :

Tableau 4.2 Paramètres utilisés pour la comparaison des performances du filtre témoin du pilote aux filtres de l'usine Charles-J.-Des Baillets.

Paramètres	**Pilote**	**Usine**
Turbidité à l'eau filtrée	Moyenne des données répertoriées	Moyenne de chacune des galeries
	95e centile par cycle	95e centile par filtre/ par galerie
Perte de charge initiale	Moyenne par cycle	Moyenne par filtre/par galerie
Perte de charge en fin de cycle	Moyenne des 3 cycles et variations observées	Moyenne par filtre/par galerie
Durée de cycle	Moyenne des 3 cycles	Moyenne par filtre/par galerie
Progression des pertes de charge	Moyenne des 3 cycles	Moyenne par galerie

4.1.3 Comparaison des performances du filtre à sable témoin et des filtres de l'usine Charles-J.-Des Baillets

Les caractéristiques de l'eau brute en termes de température, de turbidité et de doses de coagulants appliquées au pilote et à l'usine à l'étude sont équivalentes pour la période évaluée (Tableau 4.3). Vu que l'eau brute du pilote est pompée à partir du puits d'eau brute de l'usine, elle se réchauffe

légèrement. Par ailleurs, elle est en général un peu moins turbide que celle de l'usine mais la différence est négligeable.

Tableau 4.3 Caractéristiques moyennes de l'eau brute à l'usine et au pilote pour la période évaluée.

Paramètre	Usine	Pilote
Turbidité (UTN)	1,39	1,29
Température (˚C)	0,24	1,12
Dose de coagulant (mg liq./L)	1,43	1,26
Dose de coagulant (mg Al/L)	0,15	0,13

Les performances des filtres de l'usine ont été évaluées par galerie de filtration. Il est à rappeler que l'usine est composée de 4 galeries et que chacune contient 15 filtres pour un total de 60 filtres. Les galeries 1, 2, 3 et 4 représentent respectivement les galeries : Nord-Ouest (N-O), Sud-Ouest (S-O), Nord-Est (N-E), Sud-Est (S-E), telles que présentées à la Figure 4.1. Au moment de l'évaluation de la représentativité de l'usine, les filtres 14, 29 et 45 étaient hors fonction.

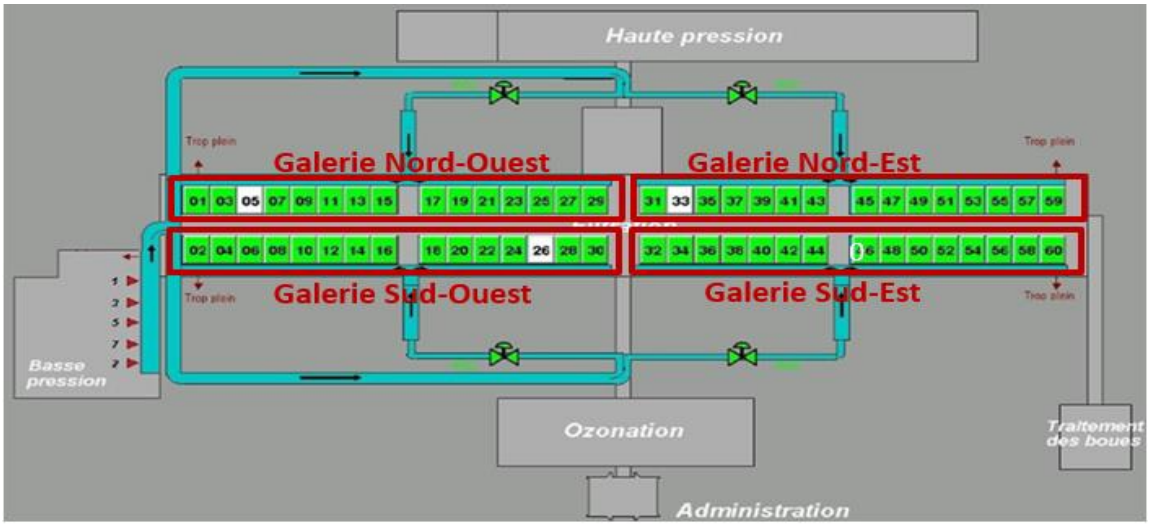

Figure 4.1 Configuration des galeries de filtration à l'usine Charles-J. Des Baillets.

La figure 4.2 et le Tableau 4.3 montrent qu'il existe une certaine variabilité entre les performances des filtres de chaque galerie. Les filtres de la galerie S-E (4) sont lavés selon une contrainte de perte de charge moyenne (1,55 m) un peu plus élevée que la moyenne des 3 autres galeries (1,48 m). La galerie S-E (4) a présenté également les durées de cycles les plus faibles et les taux de progression des pertes de charges les plus élevées comparées aux 3 autres galeries. La turbidité à l'eau filtrée de la galerie N-O (1) évaluée au 95e centile (0,21 UTN) dépasse de 0,05 UTN la moyenne des

valeurs des 3 autres galeries (0,16 UTN). Cette différence de performances peut être attribuée à divers facteurs notamment: (i) à la variation de la profondeur de sable dans les filtres de l'usine où certains ont en perdu beaucoup à cause des lavages répétitifs, (ii) à la variation des vitesses de filtration de chaque filtre qui ne peuvent être estimées avec exactitude vu l'absence de débitmètre à la sortie de chaque filtre, (iii) à la variation de l'efficacité de lavage de chaque filtre étant donné l'absence de débitmètre sur la conduite d'entrée d'eau de lavage et que les lavages sont effectués selon une séquence de temps et finalement (iv) à des différences potentielles de calibration de certains équipements/instruments de capture et/ou d'enregistrement de données sur chacun des filtres.

Les fins de cycles de filtration au pilote étaient dictées par la perte de charge soit l'atteinte du point de consigne de perte de charge maximale de l'usine (1,58 m), avec une durée de cycle moyenne de 58h et une turbidité moyenne à l'eau filtrée est de 0,12 UTN. Les filtres de l'usine ont été arrêtés à 1,50 m de perte de charge en moyenne, donc avant l'atteinte de la contrainte maximale de la perte de charge. Ceci dans la perspective d'éviter les longs temps d'attentes pour les lavages des filtres. Aucun filtre n'a fini son cycle ni sur une contrainte de turbidité ni sur une contrainte de durée maximale.

La turbidité moyenne à l'eau filtrée (0,10 UTN) des 4 galeries à l'usine est légèrement meilleure que celle du pilote (0,12 UTN), mais relativement semblables. Lorsque évaluée au 95e centile, les performances des filtres de l'usine sont meilleures (0,17 UTN) que celles du pilotes (0,23 UTN) malgré la même qualité de l'eau brute. Au fur et à mesure que le temps de filtration évolue, les filtres à sable retiennent plus de particules, ce qui réduit leurs pores et augmente donc les pertes de charges. C'est ce qui peut expliquer les plus faibles turbidités à l'eau filtrée à l'usine ainsi que les taux de progression des pertes les plus élevés.

Les pertes de charges initiales moyennes à l'usine (0,47 m) dépassent légèrement celles du pilote (0,43 m). Il est à rappeler que le média du filtre à sable du pilote a été prélevé de l'un des filtres de l'usine et que la séquence de lavage du filtre pilote imite celle de l'usine. Toutefois, les progressions des pertes de charges à l'usine (3,0 cm/h) sont nettement supérieures en moyenne à celles du pilote (2,0 cm/h) pour des vitesses de filtration équivalentes (4,15 m/h). Donc les filtres à sable de l'usine sont plus susceptibles au colmatage et s'encrassent plus rapidement que le filtre au pilote. La durée moyenne des cycles de filtration à l'usine est de 36h ce qui représente 20h de moins que le filtre à

sable au pilote (58h). Cependant, le filtre témoin au pilote se comporte comme les meilleurs filtres de chaque galerie à l'usine, tels que résumés dans le Tableau 4.5, principalement le filtre 12 (galerie S-O (2)) avec un taux de progression des pertes de charges de 1,8 cm/h et une durée de cycle de 53h.

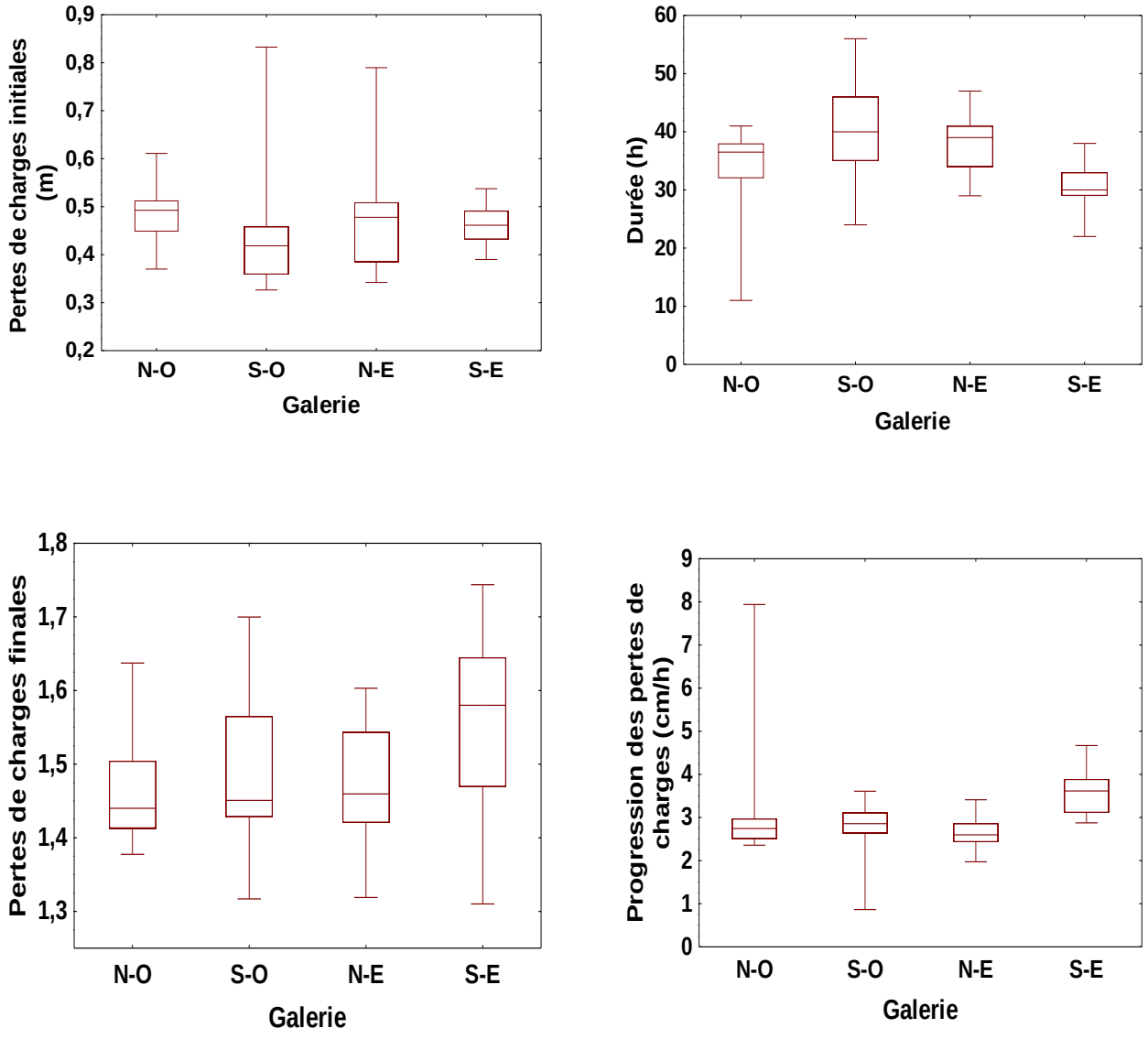

Figure 4.2 Sommaire des performances des filtres à sable de l'usine par galerie. Les barres représentent la médiane, les boites représentent les 25e et 75e centiles et les moustaches représentent le minimum et le maximum.

Tableau 4.4 Sommaire des performances des filtres à sable de l'usine dans le cadre de l'évaluation de la représentativité de l'usine Charles-J-. Des Baillets.

	Turbidité EF (UTN)		**Perte de charge moy. (m)**		**Durée (h)**			**Progression des pertes de charge (cm/h)**			**Vitesse moy. (m/h)**
	moy.	**95e centile**	**Initiale**	**Fin de cycle**	**moy.**	**min.**	**max.**	**moy.**	**min.**	**max.**	
Galerie 1 (N-O)	0,13	0,21	0,49	1,47	35	16	41	3,1	2,4	6,1	4,29
Galerie 2 (S-O)	0,08	0,16	0,45	1,49	41	21	56	2,7	1,9	5,0	4,14
Galerie 3 (N-E)	0,11	0,15	0,48	1,48	38	19	47	2,7	2,1	5,3	4,02
Galerie 4 (S-E)	0,09	0,16	0,46	1,55	31	16	58	3,5	1,9	6,8	4,12
Moyenne	**0,10**	**0,17**	**0,47**	**1,50**	**36**	**18**	**51**	**3,0**	**2,1**	**5,8**	**4,14**

EB : eau brute, EF : eau filtrée, moy. : moyenne, min : minimum, max : maximum, n.a. : non applicable

Tableau 4.5 Sommaire des performances du filtre à sable témoin du pilote dans le cadre de l'évaluation de la représentativité de l'usine Charles-J.- Des Baillets

# cycle	**Dose moy. coagulant**		**Vitesse filtration moy. (m/h)**	**Turbidité EB moy. (UTN)**	**Turbidité - Eau filtrée (UTN)**			**Perte de charge (m)**		**Durée cycle (h)**	**Progression pertes de charge (cm/h)**
	mg liq./L	**mg Al/L**			**moy.**	**95e centile**	**Fin de cycle**	**Initiale**	**Fin de cycle**		
1	1,12	0,12	4,15	1,10	0,11	0,28	0,08	0,43	1,58	58	2,0
2	1,3	0,14	4,15	1,39	0,12	0,15	0,11	0,42	1,58	55	2,1
3	1,35	0,14	4,15	1,30	0,13	0,23	0,1	0,43	1,57	62	1,9
Moy.	**1,26**	**0,13**	**4,15**	**1,29**	**0,12**	**0,23**	**n.a.**	**0,43**	**1,58**	**58**	**2,0**

EF : eau filtrée, moy. : moyenne, min : minimum, max : maximum, n.a. : non applicable

Tableau 4.6 Performances des meilleurs filtres par galerie à l'usine en comparaison avec le filtre témoin du pilote.

Galerie	Filtre	Perte de charge initiale (m)	Perte de charge finale (m)	Durée (h)	Progression pertes de charge (cm/h)	Turbidité EF moy. (UTN)
1 (N-O)	13	0,49	1,45	41	2,4	0,08
2 (S-O)	12	0,45	1,41	53	1,8	0,05
3 (N-E)	53	0,40	1,45	47	2,3	0,10
4 (S-E)	34	0,49	1,47	34	2,9	0,10
Témoin	**Pilote**	**0,43**	**1,58**	**58**	**2,0**	**0,12**

Étant donné que les filtres à sable de l'usine ont été arrêtés sur une perte de charge moyenne de 1,50 m et donc avant l'atteinte de la contrainte maximale de 1,58 m, il était d'intérêt d'évaluer les performances du filtre témoin à sable du pilote pour cette même perte de charge en fin de cycle, telles que présentées au Tableau 4.7 :

Tableau 4.7 Comparaison des performances du filtre témoin du pilote aux filtres de l'usine pour une perte de charge en fin de cycle moyenne équivalente (1,50 m).

	Durée de cycle (h)			**Progression pertes de charge (cm/h)**		
	moy.	**min.**	**max.**	**moy.**	**min.**	**max.**
Pilote	54	49	58	2,0	1,8	2,2
Usine	36	18	51	3,0	2,1	5,8

Pour conclure, le filtre à sable au pilote ne représente pas les performances moyennes de l'usine vu la <u>différence non négligeable</u> entre les deux paramètres en termes de (i) durée de cycle de filtration (18h), (ii) progression des pertes de charge (1 cm/h) et de (iii) turbidité à l'eau filtrée au 95e centile (0,05 UTN). Toutefois le filtre témoin du pilote peut représenter fidèlement les performances des meilleurs filtres.

4.2 Résultats des essais pilotes 2019

Les résultats des essais pilotes présentés ci-dessous sont divisés en deux sections soit : (i) en dehors de la période de pointe de turbidité (≤ 5 UTN) et (ii) durant la période de pointe de turbidité (≥ 5 UTN).

4.2.1 Résultats des essais pilotes en dehors de la période de pointe de turbidité (≤ 5 UTN)

4.2.1.1 Qualité de l'eau brute en dehors de la période de pointe de turbidité

Le Tableau 4.8 présente les principales caractéristiques de l'eau brute durant les essais pilotes selon le calendrier des différentes stratégies de coagulation appliquées. La qualité de l'eau brute a fluctué avec une hausse progressive de la température moyenne de 4,7 à 17,2^{o} C. De plus, une légère réduction du pH a été observée de 8,0 à 7,7 entre le premier et le deuxième essais pour retrouver progressivement la valeur habituelle au dernier essai. La turbidité moyenne a diminué de 3,4 UTN à 1,8 UTN entre le 1er et le 4e essais. La teneur moyenne en carbone organique total est de 2,7 à mg C/L. Il est à mentionner que les données du 18 au 23 avril 2019 représentent les essais en période de pointe de turbidité et seront donc présentées ultérieurement (à la section 4.2.2.).

Tableau 4.8 Sommaire de la qualité de l'eau brute durant les essais pilotes en dehors de la période de pointe de turbidité.

Date des essais (2019)	**Ratio (%) PAX-XL1900 : C592**			**Caractéristiques moyennes à l'eau brute**		
	Volumétrique	**Massique**	**Al (%wt)**	**Turbidité (UTN)**	**pH**	**Température (°C)**
4 au 18 avril	**81 : 19**	84 : 16	10,4	3,4	8,0	4,7
16 au 31 mai	**20 : 80**	24 : 76	2,9	2,9	7,7	13,4
31 mai au 26 juin	**0 : 100**	0 : 100	0	2,3	7,8	17,2
26 juin au 16 juillet	**100 : 0**	100 : 0	12,4	1,8	7,9	21,3

4.2.1.2 Impact de la configuration des filtres sur leurs performances

Cette section présente les résultats obtenus durant les essais pilotes avec comme objectif d'évaluer les performances des 4 filtres indépendamment du ratio de coagulant utilisé (PAX-XL1900 : C592). Étant donné que les quatre filtres ont été opérés à une même vitesse de filtration et que la qualité de l'eau de l'alimentation était identique, leurs écarts de performances seraient attribuables

à leurs différentes propriétés physiques, notamment : la profondeur du média, la taille des grains, leurs angularités ainsi que leurs porosités.

4.2.1.2.1 Critères fin de cycle de filtration

La Figure 4.3 présente les critères de fin de cycles des 4 filtres. Tel que mentionné dans le plan expérimental, un filtre est mis hors fonction pour être lavé quand il atteint l'une des 3 contraintes suivantes : (i) une percée de turbidité ≥ 0,30 UTN maintenue pendant 15 minutes consécutives ou une valeur ponctuelle ≥ 0,50 UTN, (ii) une perte de charge maximale établie pour l'opération à 2,20 m ou (iii) une durée de cycle maximale arbitraire fixée à 96 h.

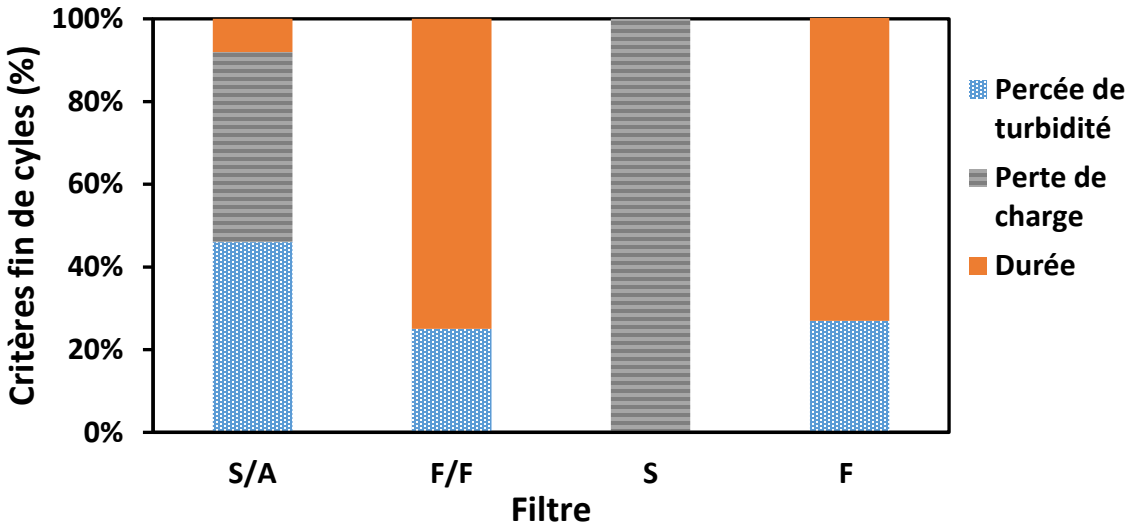

Figure 4.3 Critères fin de cycle de filtration pour les 4 filtres (S/A : sable/anthracite, F/F : Filtralite® bicouche, S : sable, F : Filtralite®).

Globalement, le filtre à sable (S) est le seul filtre qui a terminé tous ses cycles de filtration sur une perte de charge maximale de 2,20 m. Les deux filtres Filtralite® F et F/F ont terminé 75% de leurs cycles sur l'atteinte de la contrainte de durée maximale et 25% des cas sur une percée de turbidité. Ainsi, ces derniers ont pu réduire les pertes de charges sur les lits filtrants et augmenter les durées de cycles conformément à ce qui est attendu. Les critères de fin de cycle pour le filtre S/A sont tels que suit : 46% sur une percée de turbidité, 46% sur une perte de charge maximale et 8% sur une durée maximale.

4.2.1.2.2 Données en continu : pertes de charge et turbidité à l'eau filtrée

Cette section présente un cycle de filtration pour le ratio du coagulant 81%-19% et son influence sur la turbidité à l'eau filtrée (Figure 4.4) et sur la perte de charge (Figure 4.5) en fonction du temps. Les caractéristiques moyennes à l'eau brute sont les suivantes : turbidité de 2,7 UTN, température de 3,3°C et une dose de coagulant appliquée de 2,76 mg liq. /L (0,29 mg Al/L, 0,14 mg sec/L). La vitesse de filtration moyenne est de 6 m/h. C'est un cycle typique où les filtres S/A, F/F et F ont terminé sur la percée de turbidité alors que le filtre S a terminé sur une perte de charge maximale.

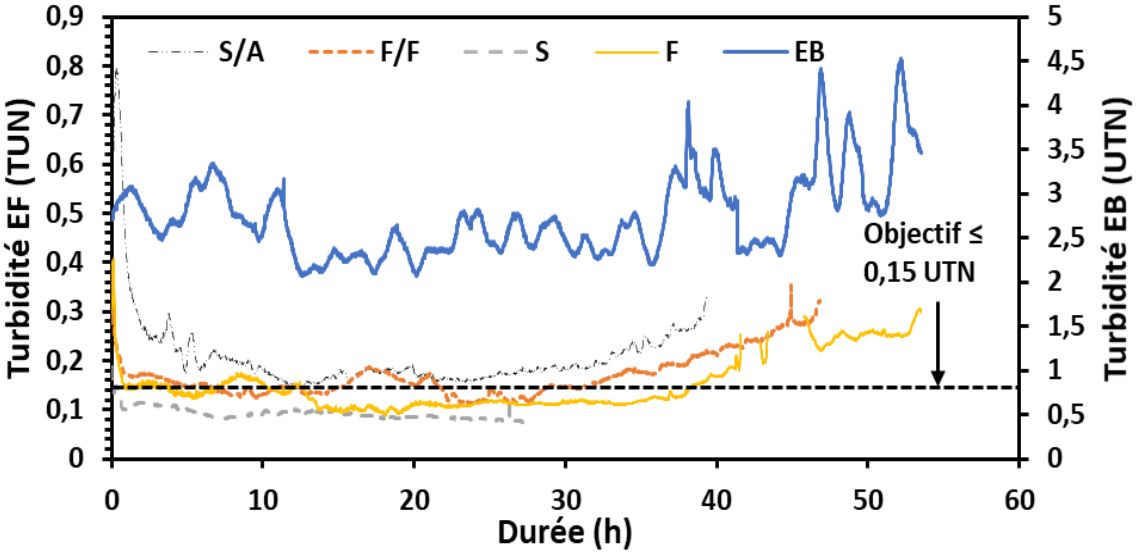

Figure 4.4 Turbidité en fonction du temps de filtration pour un cycle typique de filtration (S/A : sable/anthracite, F/F : Filtralite® bicouche, S : sable, F : Filtralite®).

La première figure illustre une différence de performances entre les 4 médias en termes de période de maturation et de turbidité à l'eau filtrée. Le filtre S a obtenu la plus faible période de maturation et la plus faible turbidité à l'eau filtrée car il a la plus petite taille de grains (d_{10}=0,65 mm). Il est suivi par le filtre monocouche F (d_{10} = 0,98 mm), lui-même légèrement meilleur que le filtre F/F (bas : d_{10}= 0,85 mm, haut : d_{10}= 1,59 mm) et qui est meilleur que le filtre S/A (bas : d_{10}= 0,65 mm, haut : d_{10}=1,4 mm). La turbidité est améliorée après la phase de maturation pour les 4 filtres car la porosité interne du filtre est réduite à mesure que les particules s'accumulent dans le lit filtrant. La maturation est d'autant plus rapide que la taille des pores est petite. D'où les bonnes performances des filtres S et F. Le filtre S est celui qui a présenté le plus de stabilité où sa turbidité a atteint rapidement un plateau ≤ 0,10 UTN. Bien que le filtre S/A ait des couches avec des tailles plus

petites que les couches du filtre F/F, sa disposition de lit le désavantage. L'enlèvement des particules dans le lit filtrant dépend de la taille des flocs formés et de la taille des grains de média. Pour des petits flocs, un meilleur enlèvement se fait principalement dans la couche avec la granulométrie la plus fine, alors ici c'est le sable qui travaille en profondeur mais sa profondeur est limitée à 325 mm en faveur de la couche grossière de l'anthracite de 845 mm. Les profondeurs de couches du F/F, quant à elles, sont égales à 585 mm. Ceci explique pourquoi le filtre S/A a obtenu de moins bons rendements : sa couche supérieure d'anthracite était trop grossière.

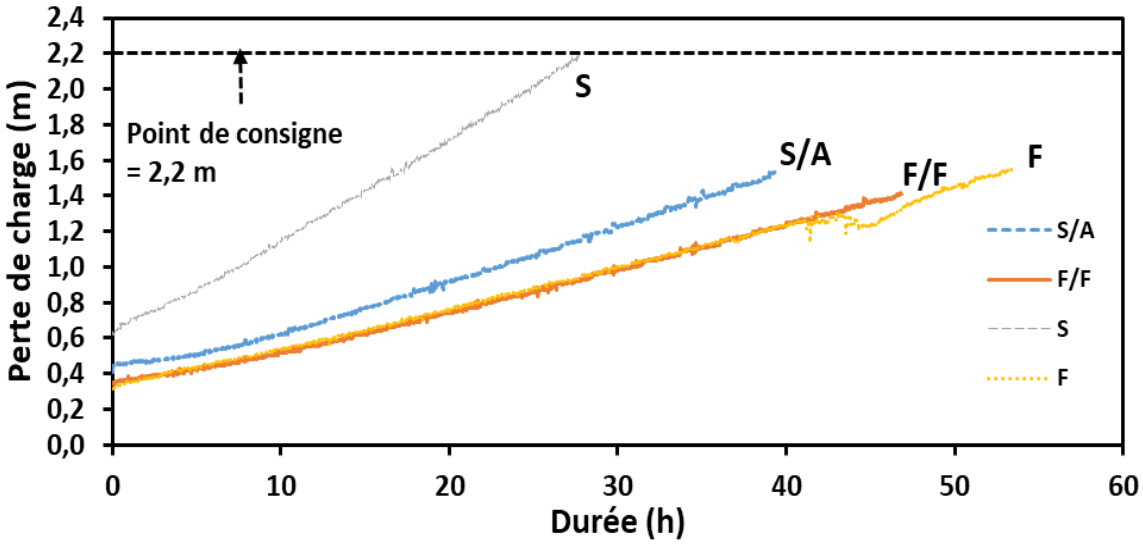

Figure 4.5 Perte de charge en fonction du temps de filtration pour un cycle typique de filtration (S/A : sable/anthracite, F/F : Filtralite® bicouche, S : sable, F : Filtralite®).

Le filtre à sable (S) a atteint la contrainte de pertes de charge maximale de 2,20 m lui attribuant la durée de cycle la plus courte (28h). Quant au filtre S/A, il a obtenu une durée de 40h pour une perte de charge de 1,52 m. Ensuite, le filtre F/F a fini son cycle à 1,38 m de pertes de charge pour une durée de 46h. Les courbes des deux Filtralite® se confondent malgré les granulométries, porosités et profondeurs différentes, mais le filtre monocouche (F) a pu prolonger davantage la durée de cycle de 7h pour obtenir la durée la plus élevée de 53 h.

Pour les filtres S/A, F/F et F, la fin de cycle de filtration était dictée par une percée de turbidité sans que les pertes de charges n'aient beaucoup augmentées. Cela indique que les lits filtrants n'ont pas été utilisés à leurs capacités maximales pour la rétention des particules. Cette situation n'est pas souhaitable de point de vue de conception. Cependant, le filtre S a terminé prématurément son cycle sur une perte de charge maximale mais sur une faible turbidité à l'eau filtrée. Cette

performance peut s'expliquer par le caractère colmatant des flocs filtrés ou bien par une granulométrie trop fine.

4.2.1.2.3 Durée de cycle de filtration et pertes de charge initiales, finales et progressives

Les durées résumées dans le Tableau 4.9 suivant ont été calculées selon la moyenne des durées de chaque cycle de filtration par filtre. Le filtre monocouche Filtralite® est celui qui a produit la durée de cycle la plus élevée de 84h, permettant un gain majeur de 52h par rapport au filtre S. Il est suivi par le F/F (60h) puis par le filtre S/A (54h). En moyenne, seuls les filtres Filtralite® ont pu respecter l'objectif de durées de cycles ≥ 60h établi dans le plan expérimental pour l'opération des filtres. Cependant, le filtre S a pu se rendre à un peu plus qu'à la moitié de la durée ciblée. Ce dernier a pu produire au maximum une durée de cycle de 60h, alors les 3 autres ont pu aller jusqu'à 96h. Au minimum, le filtre S a produit une durée de cycle de 19h, ce qui est très faible et peut être limitatif dans une usine de filtration. Comme conséquences, les fréquences de lavages seront augmentées et par association les volumes de rejet d'eau.

Tableau 4.9 Sommaire des durées de cycle de filtration par filtre en dehors de la période de pointe de turbidité.

Filtre	**Durée de cycle (h)**		
	Moyenne	**Minimale**	**Maximale**
S/A	54	20	96
F/F	60	12	96
S	32	19	60
F	84	47	96

Pour ces durées de cycle de filtration, il est intéressant d'évaluer les pertes de charge obtenues en fin de cycle, telles que présentées à la figure suivante.

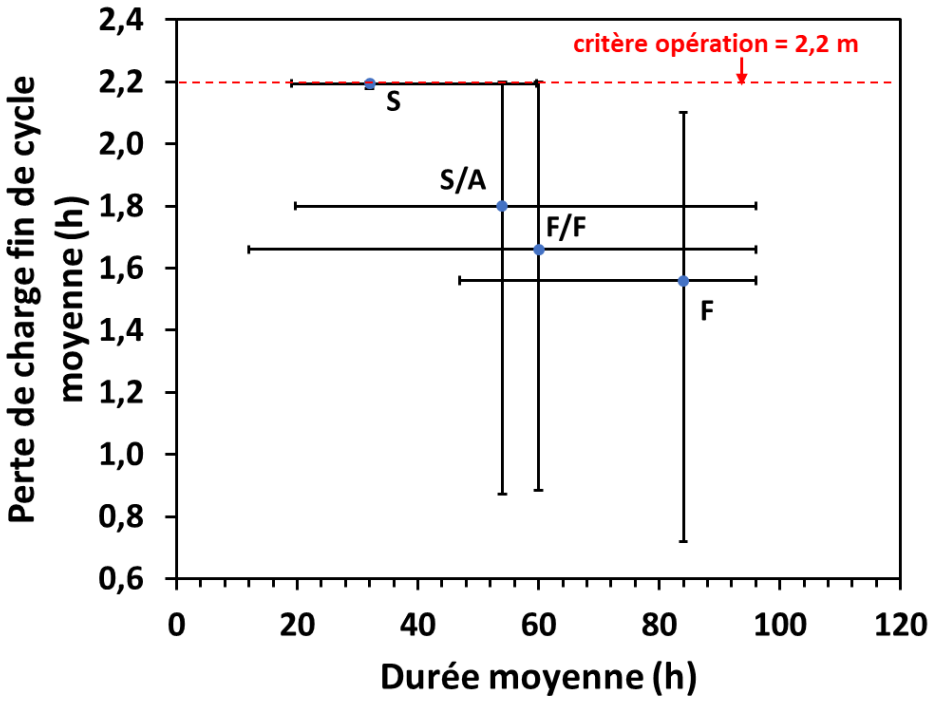

Figure 4.6 Pertes de charge finales par filtre en fonction de la durée de cycle de filtration en dehors de la période de pointe de turbidité où le point représente la moyenne et les barres représentent le minimum et le maximum.

Le Tableau 4.10 suivant présente les pertes de charge initiales et totales ainsi que les taux de progression des pertes de charges moyens pour les 4 filtres. La perte de charge d'un lit propre est proportionnelle au ratio $L/(d_{10})^2$ (Crittenden et al., 2012). Le filtre à sable, ayant la granulométrie la plus fine et le ratio le plus élevé ($L/(d_{10})^2$ = 2769), a obtenu la perte de charge initiale la plus élevée de 57 cm, tandis que le filtre F en a produit la plus faible avec 17 cm, ce qui représente un grain significatif de 40 cm. Théoriquement, le filtre F/F est censé obtenir les pertes de charge initiales et progressives les plus faibles car il a le plus faible ratio ($L/(d_{10})^2$ = 1041) et la granulométrie la plus grossière, et qui devrait être suivi par le filtre S/A ($L/(d_{10})^2$ = 1200). Cependant, le filtre F/F a été devancé par le filtre monocouche F avec une réduction de 0,12 cm pour la perte de charge initiale. Le filtre F permet d'offrir une réduction non négligeable des progressions des pertes de charge de 3,4 cm/h de moins que le filtre S.

Tableau 4.10 Sommaire des pertes de charge initiales et totales et des progressions des pertes de charge par filtre en dehors de la période de pointe de turbidité.

Filtre	Perte de charge moyenne			$L/(d_{10})^2$
	Initiale (cm)	Fin de cycle (cm)	Progression (cm/h)	
S/A	36	180	2,7	1200
F/F	29	160	2,2	1041
S	57	219	5,0	2769
F	17	150	1,6	1218

Les pertes de charges initiales élevées des filtres F/F et S/A pourraient être dues aux rétrolavages des filtres qui ont engendré de l'intermélange à l'interface des deux couches. Afin de prévenir ce phénomène, les ratios des diamètres effectifs des deux couches (d_1/d_2) et des densités respectives des deux couches devraient se situer entre 2 et 3 (Camp, T. R., 1961). Pour le filtre S/A, malgré le respect de cette recommandation (d_1/d_2 = 2,15), de l'intermélange a été observé visuellement sur la colonne au pilote. Pour le filtre F/F, le ratio d_1/d_2 est égal à 1,87, n'est donc pas conforme à la recommandation. Également, il y a eu de l'intermélange à l'interface des deux couches de Filtralite® observé au pilote. C'est ce qui a eu pour effet de réduire la porosité du lit et d'augmenter les pertes de charges. Ces performances peuvent aussi être validées avec leurs profils de pertes de charge prélevés à travers les piézomètres installés sur toute la profondeur du média qui seront présentés à la section 4.2.1.3.5. Par ailleurs, un mauvais rétrolavage du filtre F/F pourrait être la cause des pertes de charges initiales élevées, étant donné que les débits de rétrolavages n'ont été validés qu'occasionnellement.

Tableau 4.11 Rapports des diamètres effectifs des deux couches de médias et de leurs densités respectives pour les filtres bicouches.

Média/Rapport	$\frac{d_1}{d_2}$	$\left(\frac{\rho 2 - \rho}{\rho 1 - \rho}\right)^{0,667}$
S/A	2,2	2,4
F/F	1,9	5,8

Étant donné que la corrélation entre le ratio $L/(d_{10})^2$ et la perte de charge n'est pas bien établie, il est intéressant d'évaluer les progressions des pertes de charges pour les 4 filtres en fonction de

leurs pertes de charge initiales, telles que présentées à la figure suivante. Ces dernières représentent la moyenne de toutes les valeurs obtenues pour les 4 essais mentionnés plus haut qui ont été testés à des températures différentes. Il est à remarquer que la progression des pertes de charges est d'autant importante pour une perte de charge initiale élevée.

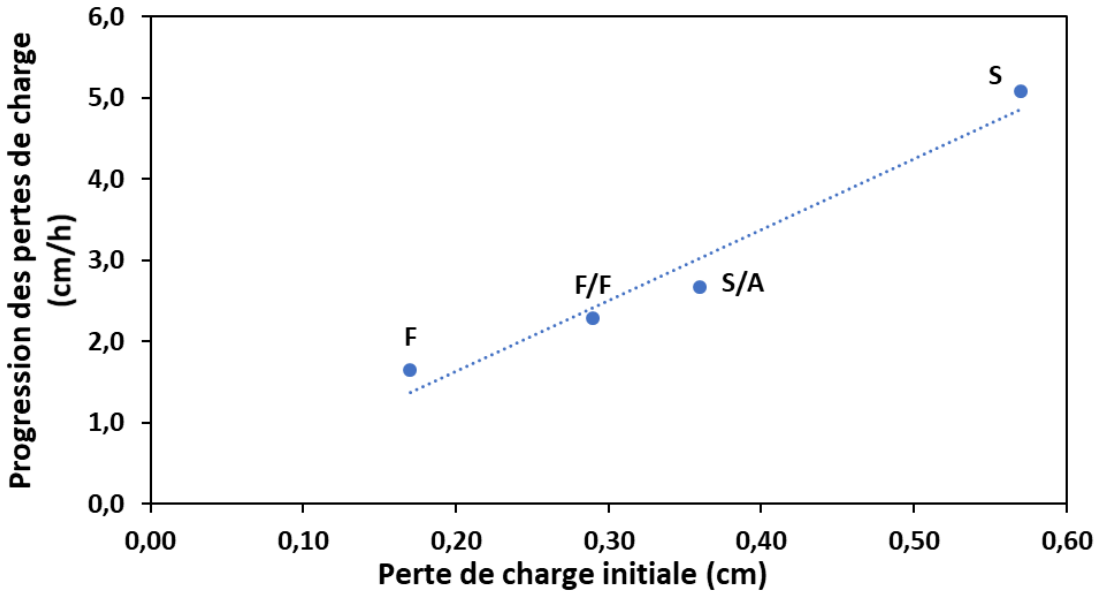

Figure 4.7 Progression des pertes de charge en fonction de la perte de charge initiale par filtre en dehors de la période de pointe de turbidité.

La taille des grains et la profondeur du lit filtrant ne sont pas les seuls paramètres qui impactent les performances de la filtration. La forme et la porosité du média doivent aussi être considérées, telles que présentées dans le Tableau sommaire suivant. Les pertes de charges d'un lit filtrant dépendent de la porosité des grains de médias, qui dépendent à leurs tours de leurs granulométries respectives et du type de matériau. Étant donné que l'accumulation des particules capturées dans les grains de média est progressive, ça prendra plus de temps à réduire les pores des médias les plus grossiers. Vu que la forme des grains de médias impacte leur disposition dans le lit filtrant, il s'avère qu'elle joue un rôle prépondérant dans la prédiction des performances de la filtration. Due à sa forme concassée, les sphéricités de la Filtralite® NC 1,6-2,5 (0,54) et HC 0,8-1,6 (0,66) sont plus faibles par rapport à celle du sable (0,75). Il est à noter que les sphéricités de l'anthracite (0,53) et de la Filtralite® HC 0,8-1,6 (0,54) sont presque équivalentes. Ainsi, une angularité élevée augmente l'espace entre les grains, ce qui augmente la porosité du lit et favorise la création de zones de perméabilité faibles et élevées (Davies & Wheatley, 2012). Comme conséquences, des chemins

préférentiels sont créés à travers le lit filtrant où les particules sont transportées pour s'attacher dans les zones avec les porosités les plus élevées, là où elles ont moins d'impact sur le taux de progression des pertes de charge (Davies & Wheatley, 2012). C'est ce qui explique les meilleures performances obtenues avec le filtre F qui est suivi du filtre F/F. Théoriquement, le filtre F/F est censé produire la perte de charge initiale la plus faible, car il est le plus grossier, le second plus poreux (0,60), possède le ratio ($L/(d_{10})^2$ =1041) le plus faible et il est le second moins sphérique (0,6) après le S/A. Toutefois, il est devancé par le filtre F, malgré qu'il soit plus sphérique (0,64) que le F/F, il a la particularité d'être formé d'une monocouche de NC 0,6-1,6 mm de plus grande taille des grains, donc le filtre monocouche F n'a pas d'enjeux liés à l'intermélange, contrairement au filtre F/F qui ont pu réduire sa porosité initiale et augmenter sa perte de charge. Tel qu'attendu, le filtre à sable est celui qui a produit les pertes de charges moyennes initiales et progressives (5,0 cm/h) les plus élevées car il est le plus fin (d_{10} = 0,65 mm), le plus sphérique (0,75) et le moins poreux (0,43). Il est suivi par le filtre S/A mais qui offre un gain de 2,3 cm/h par rapport au filtre témoin S. La présence de la fine couche de sable dans le filtre S/A réduit la porosité du lit total ce qui justifie l'augmentation des pertes de charges pour ce média, qui se classe en 3e position.

Tableau 4.12 Sommaire des propriétés des médias filtrants testés (granulométries, profondeurs, porosités, sphéricités et ratios de performances).

Média	**Sable**	**Anthracite**	**F NC 1,6-2,5**	**F HC 0,8-1,6**	**F NC 0,8-1,6**
Filtre	Mono	-	Bicouche F/F		Mono
	Bicouche S/A				
d_{10} (mm)	0,65	1,4	1,59	0,85	0,98
Porosité initiale	0,43[1]	0,50[1]	0,55[5]	0,60[5]	0,61[5]
Porosité du lit équivalente	0,50		0,60[4]		0,61
Sphéricité	0,75[1]	0,46[1]	0,54[2]	0,66[2]	0,64[3]
Sphéricité du lit	0,75[1]	-	0,60[4]		0,64[3]
	0,54[4]				
Profondeur (mm)	1117	-	585	585	1117
	325	845			
$L/(d_{10})$	1800	-	1056		1194
	1104				
$L/(d_{10})^2$	2769	-	1041		1218
	1200				

1 : (Crittenden et al., 2012).

2 : Saltnes, T. et al., 2002;

3 : valeur approximée linéairement entre les valeurs de F HC 0,8-1,6 et F NC 1,6-2,5

4 : valeur approximée avec une pondération selon la profondeur des couches de médias

5 : fiches de manufacturier Filtralite®

4.2.1.2.4 Turbidité à l'eau filtrée en dehors de la période de pointe

La figure suivante présente la turbidité à l'eau filtrée en fonction de la durée de filtration pour tous les ratios de coagulants confondus. Pour chaque filtre, la turbidité a été calculée au 95e centile par cycle de filtration en incluant les périodes de maturation et de filtration efficace jusqu'à l'atteinte d'une contrainte d'opération maximale pour effectuer un lavage. Le point sur les figures représente la moyenne du 95e de turbidité par cycle, de tous les filtres en fonction de la moyenne de durée. Des barres d'erreur ont été rajoutées sur chacun des paramètres et représentent les valeurs minimales et maximales. Le carré en vert (trait discontinu) indique la zone visée pour répondre aux objectifs établis dans le plan expérimental.

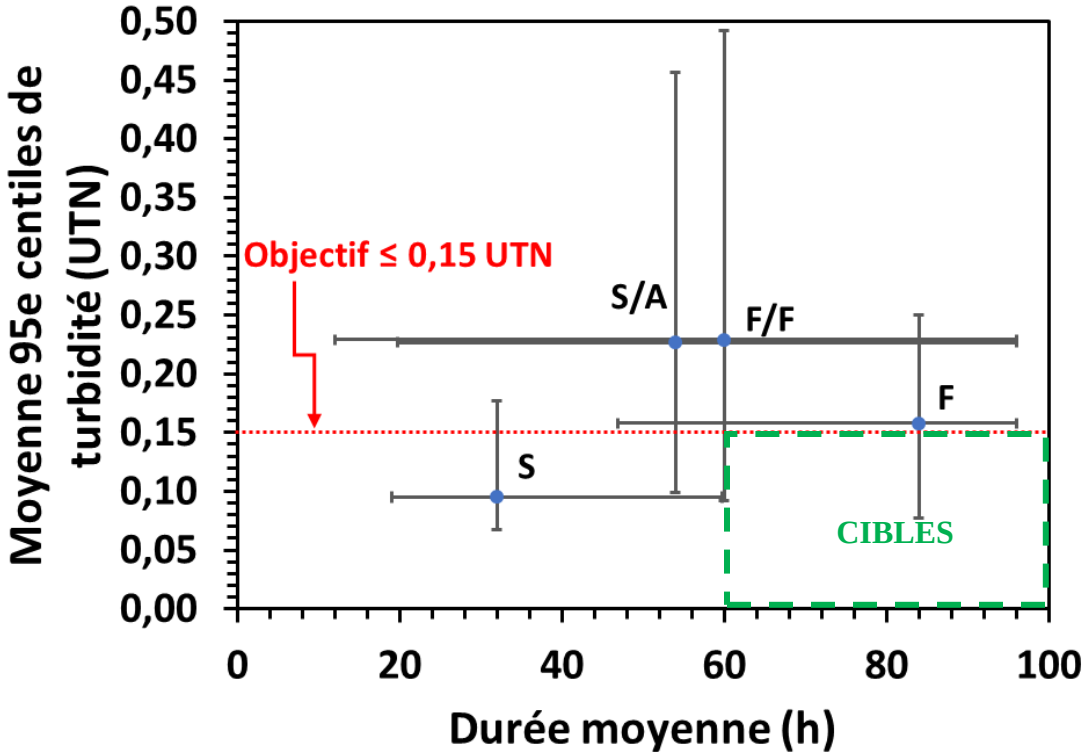

Figure 4.8 Turbidité moyenne à l'eau filtrée des 4 filtres au 95e centile par cycle de filtration (moyenne, min, max) en dehors de la période de pointe de turbidité (S/A : sable/anthracite, F/F : Filtralite® bicouche, S : sable et F : Filtralite® monocouche).

Il est reconnu que l'efficacité d'enlèvement des particules est proportionnelle au ratio L/d_{10} (Vigneswaran & Chang, 1989). Tel qu'attendu, le filtre à sable est celui qui a présenté la turbidité à l'eau filtrée la plus faible en moyenne du 95e centile de 0,10 UTN puisqu'il a un ratio L/d_{10} de 1800 qui est largement supérieur aux autres ratios. Il est ainsi le seul à avoir respecté l'objectif de turbidité à l'eau filtrée ≤0,15 UTN. Toutefois, il n'a pas pu respecter l'objectif de durée de cycle moyenne ≥ 60h. La durée de cycle hors pointe était en effet de seulement 32 heures. Il est à rappeler que le dosage de coagulant a été appliqué de manière à obtenir un plateau de turbidité à la sortie du filtre à sable de 0,10 UTN.

La deuxième meilleure performance de turbidité (0,16 UTN) est celle du filtre (F) monocouche Filtralite® avec un ratio de L/d_{10} de 1194. Toutefois, les performances de filtres F et S ne sont pas significativement distinctes puisque leurs barres d'erreur verticales se chevauchent. Sinon les performances des filtres bicouches S/A et F/F sont quasi-identiques avec une turbidité moyenne du

95e centile de 0,23 UTN mais légèrement supérieure pour le deuxième filtre F/F, ce qui est conforme avec la théorie puisque son ratio (L/d_{10} =1056) est le plus faible des 4 filtres et qu'il a la taille des grains la plus grossière et la porosité la plus élevée.

Bien que les deux filtres Filtralite® F/F et F aient des angularités élevées, leurs turbidités aux eaux filtrées n'ont pas été améliorées par rapport au filtre S car leurs tailles des grains grossières les désavantagent. Normalement, un dosage optimal de coagulant doit être fait en tenant compte de la granulométrie du média. En effet, un média plus grossier nécessite un dosage de coagulant plus élevé (Tchio et al., 2003). Dans ce sens, la stratégie de coagulation appliquée au pilote est uniquement adaptée pour un média fin et il va de soi que le filtre à sable (d_{10}= 0,65 mm) soit le seul à avoir respecté l'objectif de turbidité à l'eau filtrée ≤ 0,15 UTN. Comme le coagulant utilisé ne peut être dilué, un système d'injection avec une pompe-seringue a dû être utilisé pour doser le produit. Une dose unique de coagulant devait donc être appliquée pour tous les filtres car une seule pompe-seringue était disponible. Il est possible que cette stratégie de traitement ait nuit à la performance des filtres avec des matériaux plus grossiers.

4.2.1.3 Performances des filtres selon les 4 ratios de coagulants testés en dehors de la période de pointe de turbidité

En plus de l'impact des caractéristiques physiques des filtres sur leurs performances, les filtres ont été comparés en fonction de la contribution respective du coagulant inorganique et du polymère cationique polyDADMAC. Cette relation est définie par le ratio volumétrique PAX-XL1900 : C592, où les 4 ratios suivants ont été testés dans l'ordre : 81-19, 20-80, 0-100 et 100-0, tels que décrits plus haut (section 4.2.1.2). Les critères utilisés pour la comparaison sont : la turbidité à l'eau filtrée, les pertes de charge et la durée de cycle de filtration. Étant donné que les quatre filtres ont été opérés à une même charge superficielle, les différences de performances dues à ce paramètre seront écartées. Bien que la turbidité à l'eau brute soit ≤ 5 UTN pour les 4 essais, des changements physico-chimiques à l'eau brute ont été observés en termes de température, de pH et de concentrations en matière organique et en particules. Ainsi, la température a augmenté en moyenne de 4,7 à 21,3 °C lors de la période d'essai du premier ratio (81-19) jusqu'à la dernière période d'essai du ratio 100-0, respectivement. Également, le pH de la coagulation moyen était de 8,0, ce qui est élevé par rapport à la plage de pH optimale pour un coagulant à base de sel d'aluminium, qui devrait se situer entre 6,4 et 6,9 pour un coagulant à base de PACl (Santé Canada, 2019a).

4.2.1.3.1 Critères fins de cycle de filtration pour les 4 filtres selon les 4 ratios de coagulants testés

La figure suivante présente les critères de fins de cycles pour les 4 filtres à l'étude selon les 4 ratios de coagulants testés en dehors de la période de pointe. Concernant le filtre S/A, il a expérimenté les 3 critères de fins de cycles. L'ajout de plus de polymère pour ce filtre soit du ratio 20-80 au ratio 100-0 a permis de prolonger les durées de cycles, tandis que l'ajout de seulement du coagulant inorganique (100-0) a augmenté les pertes de charges, tel qu'attendu. Quant au filtre à sable, il a fini 100% de ses cycles sur une perte de charge maximale de 2,20 m indépendamment du ratio de coagulant sélectionné. Pour le ratio 81-19, les filtres S/A, F/F et F ont terminé 100% de leurs cycles sur une percée de turbidité. Les deux filtres Filtralite® ont eu des comportements similaires, où ils ont fini 100% de leurs cycles sur une durée maximale de 96h pour les 3 ratios suivants : 0-100, 20-80 et 100-0. Pour ces derniers, il est n'est possible d'observer clairement l'effet de l'ajout de plus de coagulant/polymère sur l'augmentation des pertes de charges ou sur l'augmentation de la durée de cycle. Pour une opération idéale, la percée de turbidité devrait survenir au même moment que la perte de charge maximale. Toutefois, il est préférable que la fin de cycle soit gouvernée par (i) une perte de charge maximale précoce telle que le filtre à sable, quoique non optimale, que sur (ii) une percée de turbidité précoce notamment le cas pour des filtres S/A, F/F et F. Dans le premier cas, les désavantages associés à une terminaison de cycle sur une perte de charge maximale précoce sont l'augmentation des fréquences de rétrolavages des filtres et des pertes d'eau occasionnées et en conséquence la réduction de la productivité des filtres. Dans le deuxième cas, en plus des désavantages cités plus haut, il est requis de maintenir en tout temps une faible turbidité à l'eau filtrée ≤ 0,10 UTN dans la perspective de prévenir le risque sanitaire (Santé Canada, 2019b). D'ailleurs, il a été démontré qu'une turbidité à l'eau filtrée comprise entre 0,10-0,30 UTN peut réduire l'efficacité d'enlèvement des parasites de référence (*Cryptosporidium* et G*iardia*) de 1 log par rapport à une turbidité égale à 0,10 UTN (Patania et al., 1995).

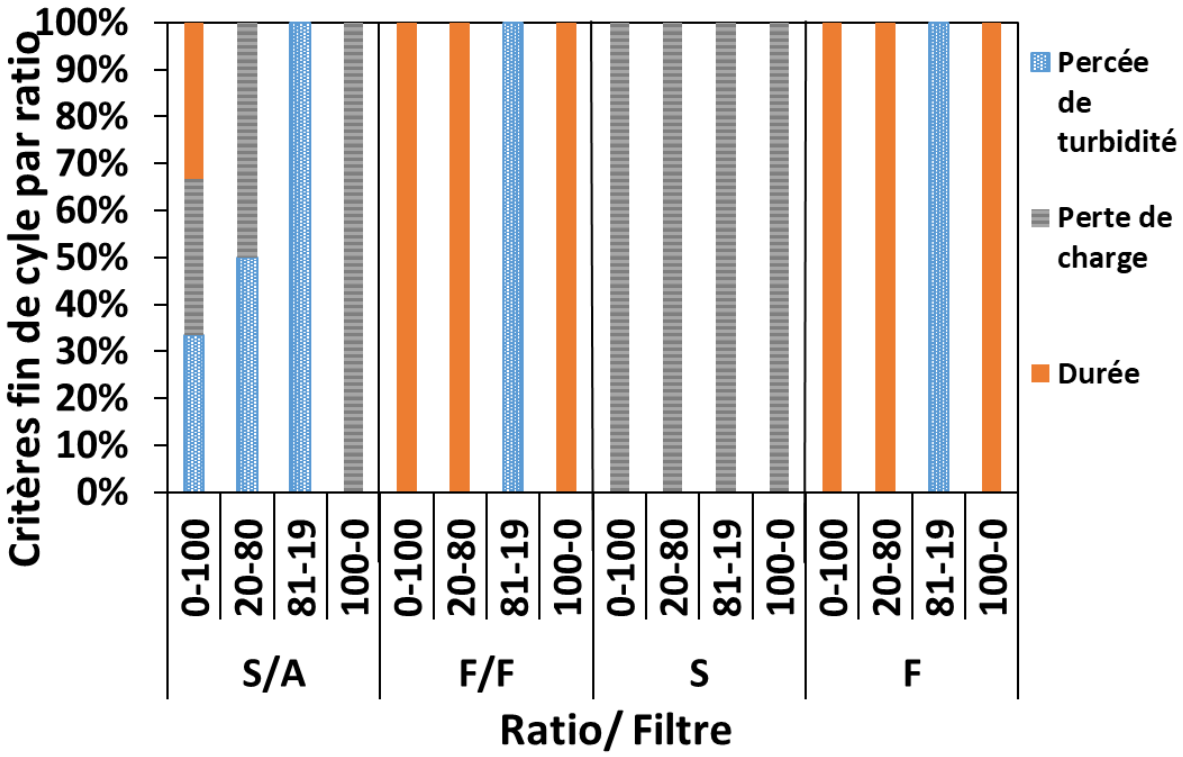

Figure 4.9 Critères de fins de cycles de filtration par filtre selon les 4 ratios de coagulants testés en dehors de la période de pointe.

4.2.1.3.2 Turbidité à l'eau filtrée

La figure suivante exprime les turbidités à l'eau filtrée de chaque filtre groupées selon les 4 ratios de coagulants volumétriques (PAX-XL1900 : C592). La barre représente la moyenne du 95e centile par cycle, les limites de la boite représentent les écarts types et les moustaches représentent les valeurs minimales et le maximales. Le choix de l'évaluation de la turbidité au 95e centile par cycle plutôt que la moyenne est plus conservateur, car il tient compte des périodes de maturation et de percée ainsi que des événements rares.

Globalement, le filtre à sable (S) a obtenu les plus faibles turbidités à l'eau filtrée ≤ 0,10 UTN pour les 4 ratios testés avec la meilleure performance utilisant le ratio 20-80 (0,07 UTN). D'ailleurs, le filtre S est le seul à avoir respecté en moyenne du 95e centile l'objectif de turbidité à l'eau filtrée de 0,15 UTN établi dans le plan expérimental. Le ratio de l'usine 81-19 a produit les turbidités moyennes au 95e centile les plus élevées à la sortie des 4 filtres : S/A (0,29 UTN), F/F (0,33 UTN), S (0,12 UTN) et F (0,26 UTN). Durant cet essai, la qualité de l'eau brute a le plus fluctué. De plus,

la turbidité moyenne (3,4 UTN) et la concentration moyenne en carbone organique total (3,3 mg C/L) étaient les plus élevées des 4 essais. C'est ce qui justifie les plus grandes variabilités observées pour les 3 premiers filtres, principalement pour les médias bicouches. L'augmentation du COT a possiblement exercé une demande initiale sur la coagulation et donc la dose restante n'était plus suffisante pour coaguler les particules présentes dans l'eau, d'où les faibles performances de turbidités aux eaux filtrées. Quant au ratio 0-100, il a produit les meilleures performances pour les filtres bicouches S/A (0,16 UTN) et F/F (0,15 UTN). Concernant le filtre F, sa meilleure performance (0,09 UTN) a été obtenue avec le ratio 100-0. Le filtre F, malgré sa granulométrie plus grossière (d_{10}= 0,98 mm) que le filtre témoin (d_{10}= 0,65 mm), s'est quand même bien comporté et a pu respecter l'objectif établi pour 3 ratios sur 4, tels que suit : 100-0 (0,09 UTN), 20-80 (0,11 UTN) et 0-100 (0,15 UTN). Le Tableau 4.13 présente le classement des meilleures performances de turbidité par ratio pour chacun des filtres.

Tableau 4.13 Classement des meilleurs ratios par filtre en moyenne du 95e centile.

	S/A	**F/F**	**S**	**F**
Ratio 1	20-80	0-100	20-80	100-0
Ratio 2	100-0	20-80	0-100	20-80
Ratio 3	0-100	100-0	100-0	0-100
Ratio 4	81-19	81-19	81-19	81-19

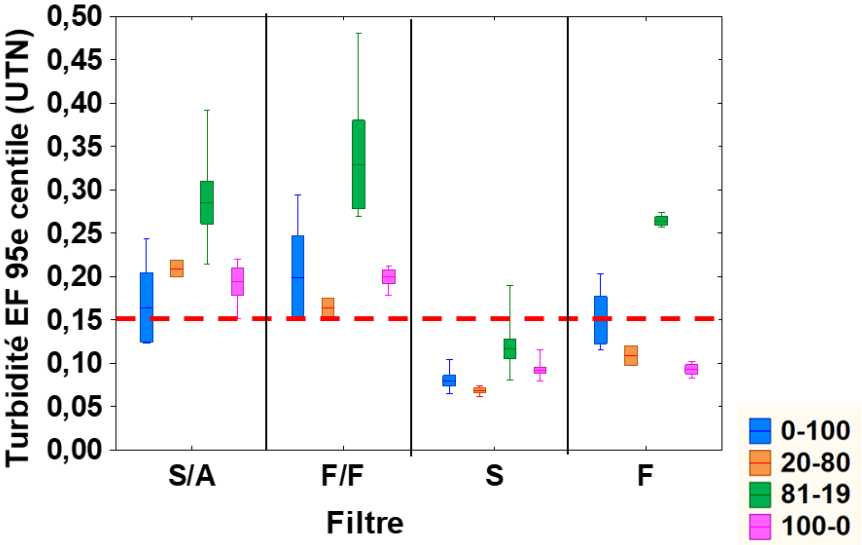

Figure 4.10 Turbidité moyenne à l'eau filtrée au 95e centile par cycle par filtre, pour les 4 ratios de coagulants (moyenne, +- écart type, minimum et maximum)

4.2.1.3.3 Pertes de charge et durées de cycles

La Figure 4.12 et la Figure 4.11 présentent respectivement les durées de cycle de filtration par filtre et les pertes de charges en fin de cycle selon les 4 ratios de coagulants volumétriques testés (PAX-XL1900 : C592). Le filtre à sable a terminé 100% de ces cycles sur une perte de charge maximale de 2,20 m pour les 4 ratios testés. En général, l'augmentation de la portion du polymère cationique C592 a eu pour effet de prolonger les durées de cycle, tel qu'attendu. Les durées de cycle pour le filtre à sable se classent dans l'ordre suivant : 52, 38, 29 et 24 heures pour les ratios suivants respectivement : 0-100, 20-80, 81-19 et 100-0. Les filtres bicouches se sont comportés similairement face à l'usage de coagulants où le ratio 20-80 a permis de maximiser les durées de cycles pour le filtre S/A (93h) et le filtre F/F (96h) et que le ratio 81-19 leur a raccourci les durées de cycles à 29h et 38h respectivement. Il est à noter que l'efficacité de rétention des particules impacte grandement le taux d'accumulation des pertes de charge à travers le lit filtrant. Durant l'essai du ratio 81-19, les pertes de charge finales n'ont pas augmenté pour les filtres S/A, F/F malgré qu'ils aient été testés pendant la période la plus froide (4,7 °C) et qu'il y ait eu le plus de particules (3,4 UTN). Ceci est dû à leurs faibles abattements de turbidité, car ils ont plutôt percé prématurément avant d'avoir le temps d'augmenter les pertes de charges, ce qui a réduit ainsi leurs durées de cycles de filtration.

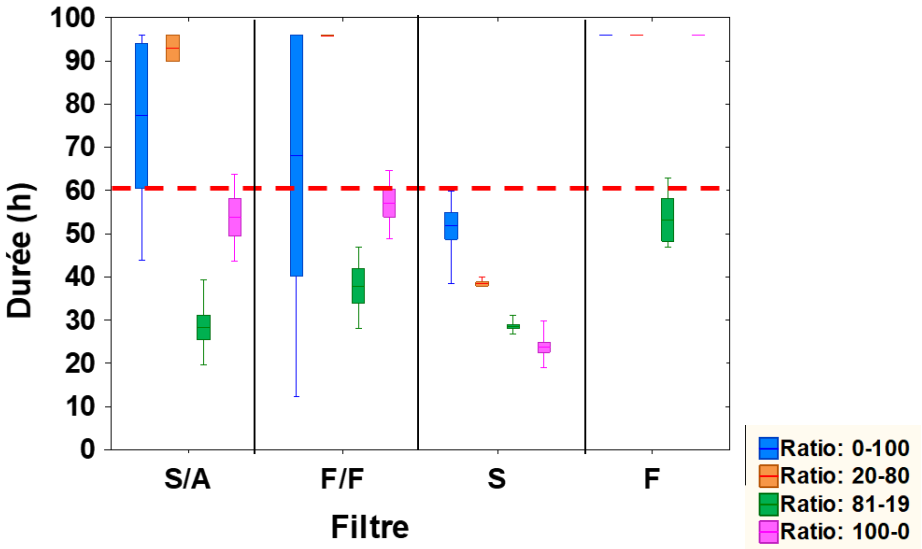

Figure 4.11 Durées de cycle par filtre en fonction des 4 ratios de coagulants en dehors de la période de pointe de turbidité (moyenne, +- écart type, min et max).

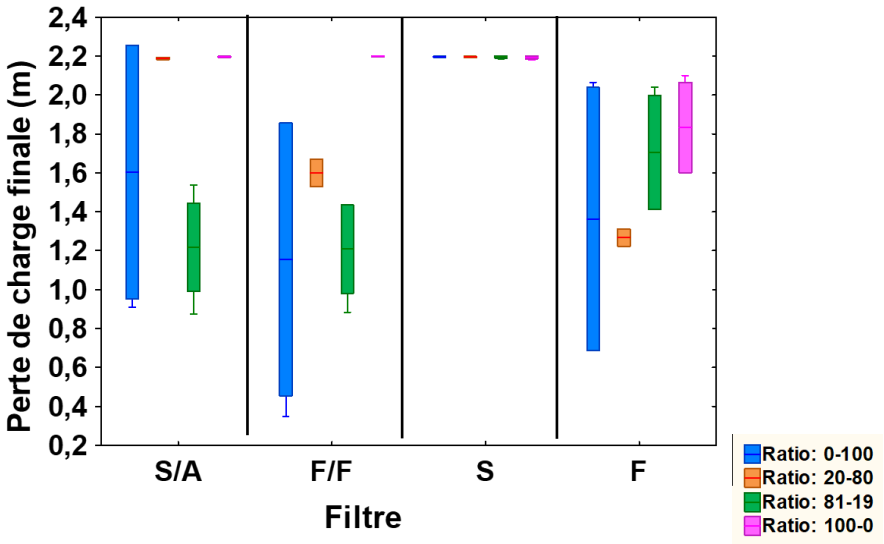

Figure 4.12 Pertes de charge en fin de cycle moyennes par filtre en fonction du ratio de coagulant (PAX-XL1900 : C592) (moyenne, +- écart type, min et max).

Le Tableau 4.14 présente les résultats des pertes de charges (initiales, finales et les taux de développement) selon les 4 ratios de coagulants par filtre, indépendamment du dosage appliqué. Les pertes de charge initiales dépendent de la température de l'eau brute. Ainsi, une augmentation de la température a pour effet d'augmenter la viscosité de l'eau ce qui crée plus de friction à mesure que l'écoulement traverse le lit filtrant. Dans ce sens, il est attendu d'obtenir une augmentation des pertes de charge initiales à plus faibles températures. La plus faible température moyenne de l'eau brute a été observée durant l'essai du ratio 81-19 (4,7 °C), où les pertes de charge initiales ont été les plus élevées pour le filtre S/A (0,40 m) et le filtre monocouche F (0,33 m) par rapport aux autres ratios. Pour les filtres F/F (0,35 m) et S (0,61 m), elles ont été les plus élevées durant l'essai du ratio 100-0, soit à la température moyenne la plus élevée de 20,7°C, ce qui indique que le coagulant à base d'aluminium cause le plus de perte de charges. Le ratio 20-80 est celui qui a produit les pertes de charges initiales les plus faibles pour les filtres S/A (0,31 m), F/F (0,20 m) et S (0,54 m) à une température moyenne de 14,1°C. La meilleure performance du filtre F a été notée avec le ratio 100-0 à une température de 20,7°C. Outre la température qui joue un rôle prépondérant dans l'augmentation des pertes de charges, ces dernières dépendent de la variabilité de la qualité de l'eau brute, de l'efficacité des lavages des filtres qui n'a pas été contrôlée en tout temps et du conditionnement chimique appliqué en termes de type et de dose de coagulant. Par ailleurs, les

propriétés physiques du lit filtrant impactent les pertes de charges. Tous ces paramètres complexifient davantage la comparaison et rendent les performances des filtres moins prévisibles.

Globalement pour tous les filtres testés, l'augmentation de la portion du coagulant inorganique PAX-XL1900 a eu pour effet d'augmenter la progression des pertes de charges. De telles performances sont conformes avec ce qui a été recensé dans la littérature et peuvent être expliquées par le fait que les flocs formés avec les polymères cationiques sont plus déformables et prennent donc moins d'espace dans le lit filtrant que ceux formés avec des coagulants à base de sels d'aluminium (Bolto & Gregory, 2007; Coccagna, 1989). C'est ce qui a réduit la progression des pertes de charges et a prolongé les durées de cycles de filtration. Pour le filtre S/A, cette progression est passée de 1,6 cm/h pour le ratio 0-100 à 3,6 cm/h pour le ratio 100-0. La tendance est claire également pour le filtre à sable, où la progression des pertes de charge a doublé entre le ratio 0-100 (3,3 cm/h) et le ratio 100-0 (6,6 cm/h). Concernant le filtre F/F, le ratio 20-80 a obtenu la meilleure performance avec un grain de 1,7 cm/h par rapport au ratio 0-100. Quant au filtre F, le ratio 81-19 est celui qui a eu la progression des pertes de charge la plus élevée (2,6 cm/h), alors que le ratio 20-80 a pu les réduire à un peu moins que la moitié (1,2 cm/h). Le filtre Filtralite® monocouche (F) a obtenu les progressions de pertes de charge les plus faibles de tous les filtres pour les ratios 0-100, 20-80 et 100-0.

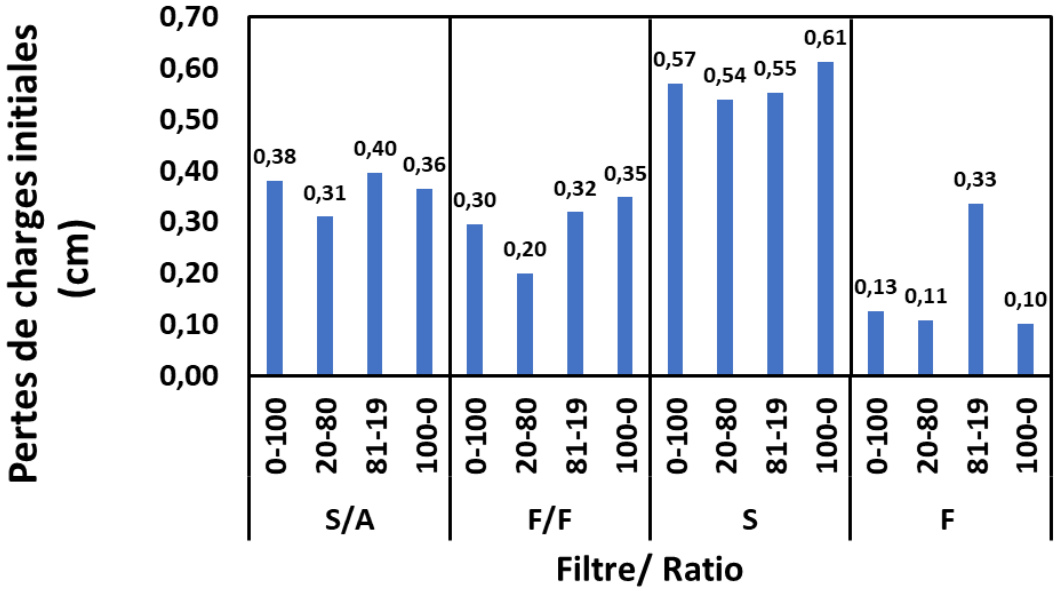

Figure 4.13 Pertes de charges initiales moyennes groupées par filtres en fonction des différents ratios de coagulants.

Tableau 4.14 Sommaire des performances moyennes des durées et des pertes de charges des filtres selon les ratios de coagulants testés.

Média	Ratio	Température EB (°C)	Perte de charge initiale (m)	Pertes de charge finales (m)	Durée (h)	Progression des pertes de charge (cm/h)
S/A	**0-100**	19,1	0,38	1,6	77	1,6
	20-80	14,1	0,31	2,2	93	2,0
	81-19	4,7	0,40	1,2	29	2,8
	100-0	20,7	0,36	2,2	54	3,4
F/F	**0-100**	19,1	0,30	1,6	68	1,9
	20-80	14,1	0,20	1,6	96	1,5
	81-19	4,7	0,32	1,2	38	2,3
	100-0	20,7	0,35	2,2	57	3,2
S	**0-100**	19,1	0,57	2,2	52	3,1
	20-80	14,1	0,54	2,2	38	4,4
	81-19	4,7	0,55	2,2	29	5,7
	100-0	20,7	0,61	2,2	24	6,6
F	**0-100**	19,1	0,13	1,4	96	1,3
	20-80	14,1	0,11	1,3	96	1,2
	81-19	4,7	0,33	1,7	53	2,6
	100-0	20,7	0,10	1,8	96	1,8

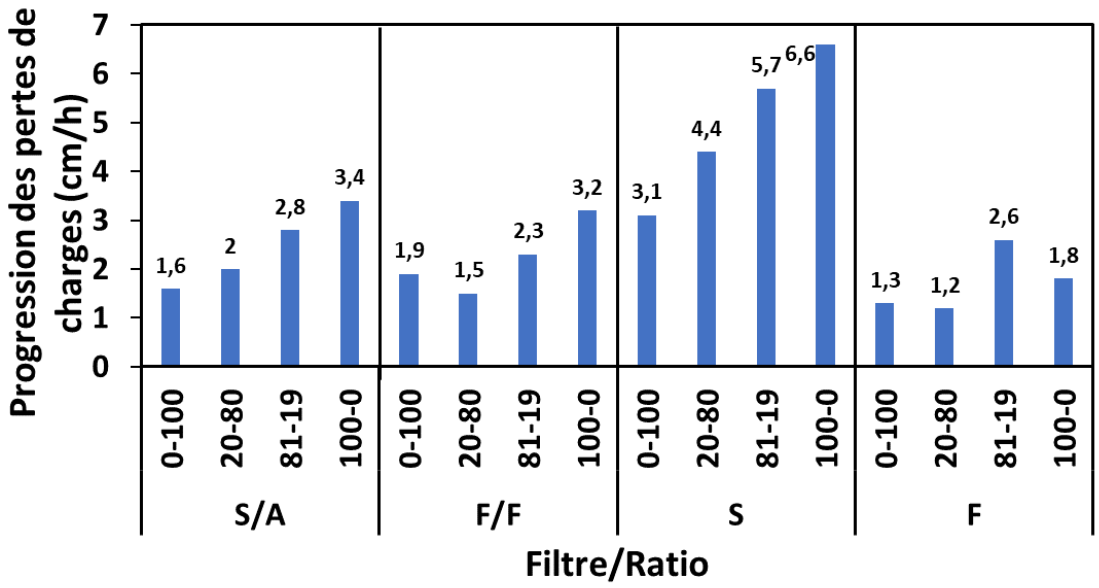

Figure 4.14 Progressions des pertes de charges moyennes groupées par filtres en fonction des différents ratios de coagulants.

4.2.1.3.4 Comparaison des profils des pertes de charge des lits filtrants pour le ratio 81-19

Les profils des pertes de charges ont été prélevés d'une façon hebdomadaire pour valider d'une part l'absence d'embolie gazeuse à travers les lits filtrants qui aurait pu perturber leurs bons fonctionnements, et d'autre part, pour identifier les endroits où les particules s'accumulent le plus. La figure suivante présente un exemple de profils des pertes de charge à travers les filtres en fin de cycle pour le ratio 81-19. Il est à noter que l'ordonnée à l'origine (y= 0) représente le bas de la colonne et donc l'élévation à la sortie de l'eau filtrée de chaque filtre. Pour les filtres bicouches, le changement de couche est indiqué par une barre horizontale à 585 cm pour le filtre F HC (0,8-1,6) /F NC (1,6-2,5) et à 325 cm pour le filtre à S/A. Les caractéristiques à l'eau brute pour cet essai sont les suivantes : turbidité de 0,9 UTN avec une dose de 2,81 mg liq./L du PAX-XL3932G (0,27 mg Al/L; 0,14 mg sec/L). Une accumulation des pertes de charge est davantage observée en surface pour le filtre à sable, où environ plus que la moitié des pertes de charges (124 cm) se retrouvent dans les premiers 37 cm du média filtrant. Le filtre à sable a la plus faible granulométrie (d_{10}= 0,65 mm) et aussi la plus faible porosité (0,43) comparativement aux autres médias. Ce dernier est suivi par le filtre F, qui réduit les pertes de charges totales de plus que la moitié par rapport au filtre S. La couche du haut du filtre F/F (du haut de la colonne à 585 cm) est la moins colmatée de toutes avec uniquement 26 cm de pertes de charge. Quant à sa couche du bas qui détient les plus faibles

granulométrie (d_{10}= 0,85 mm) et porosité par rapport à la couche du haut (d_{10}= 1,59 mm), le colmatage est plus élevé avec 55 cm, ce qui démontre qu'ici la couche HC 0,8-1,6 est celle qui travaille le plus. Pour le filtre S/A, la perte de charge dans la couche du haut soit les premiers 85 cm est de 48 cm, donc plus importante que celle de la couche du haut du F/F, ce qui est normal vu que la granulométrie de l'anthracite est plus faible (d_{10}= 1,40 mm). Le filtre S/A a également obtenu la perte totale la plus faible (66 cm) sur la totalité du lit filtrant, réduisant ainsi les pertes de charge totales d'un facteur de 2,83 par rapport au filtre témoin. L'enlèvement des particules impacte le taux d'accumulation des pertes de charge. Tel que démontré précédemment, le filtre à sable est celui qui retient le plus de particules. Il est alors logique que son profil de pertes de charge soit le plus colmaté et que sa perte de charge totale soit la plus élevée des 4 filtres. De plus, la figure montre que le filtre S est le plus vulnérable à expérimenter une embolie. Cependant, même à 37 cm de média (en partant du haut de la colonne), il reste encore 87 cm ((37+180) -130) de tête d'eau.

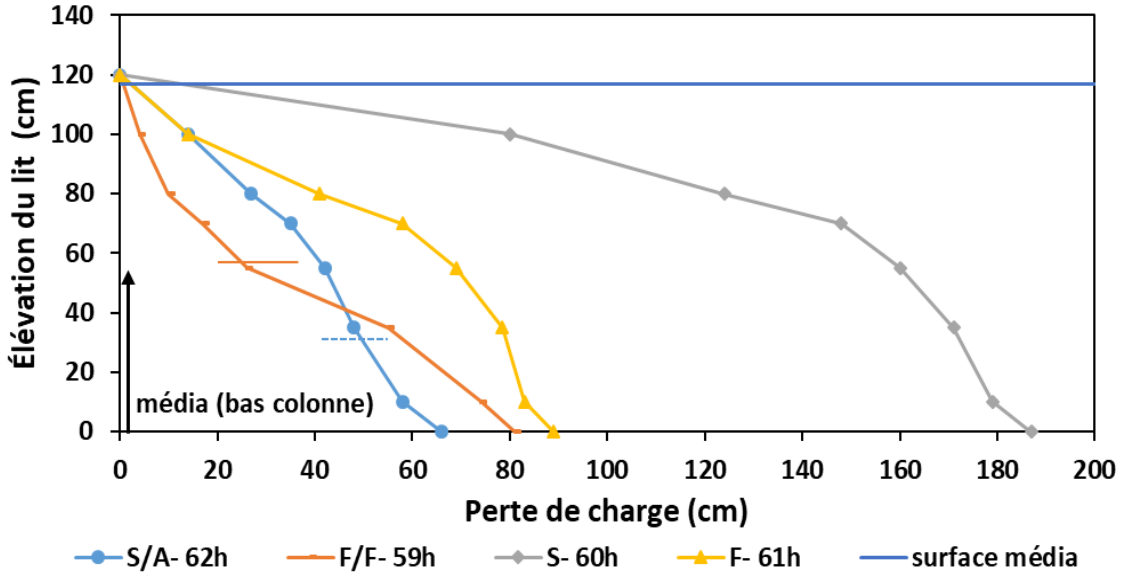

Figure 4.15 Profil des pertes de charge des 4 filtres pour le ratio 81-19 en fin de cycle opérés à 6 m/h.

4.2.1.3.5 Comparaison des profils des pertes de charges des filtres bicouches

Cette section a pour objectif de valider les profils de pertes de charges des filtres bicouches en début et fin de cycles prélevés à l'aide des piézomètres installés sur toute la profondeur de média, pour confirmer la présence d'intermélange à l'interface de leurs deux couches respectives. Les profils sélectionnés pour des dosages de ratios 20-80 et 0-100.

La Figure 4.16 et la Figure 4.17 présentent les profils de pertes de charges pour le filtre bicouche F/F et le S/A respectivement. Pour le filtre F/F, la couche de surface formée du média grossier NC 1,5-2,5 mm, sert à accumuler un maximum de volume de flocs. La couche du bas formée du HC 0,8-1,6 mm, quant à elle sert à raffiner la qualité de l'eau produite. Il est certain que plus le stade du cycle avance, plus on retient plus de particules, qui réduisent la porosité du média et qui augmentent les pertes de charge. C'est ce qui explique l'efficacité de la couche grossière en fin de cycle, bien que les 2 couches aient les mêmes profondeurs. Les deux profils en fin de cycle permettent d'affirmer qu'il y ait eu de l'intermélange à la frontière des deux couches car il y a eu une augmentation pentue des pertes de charges avant le passage à la couche du bas soit à l'élévation 75 cm.

Pour le filtre S/A, de l'intermélange a été observé sur une zone de 30 cm, ce qui réduit la porosité du lit et justifie l'augmentation des pertes de charges initiales. Pareillement, ici la couche du haut travaille plus que la couche du bas, car elle a la granulométrie la plus grossière.

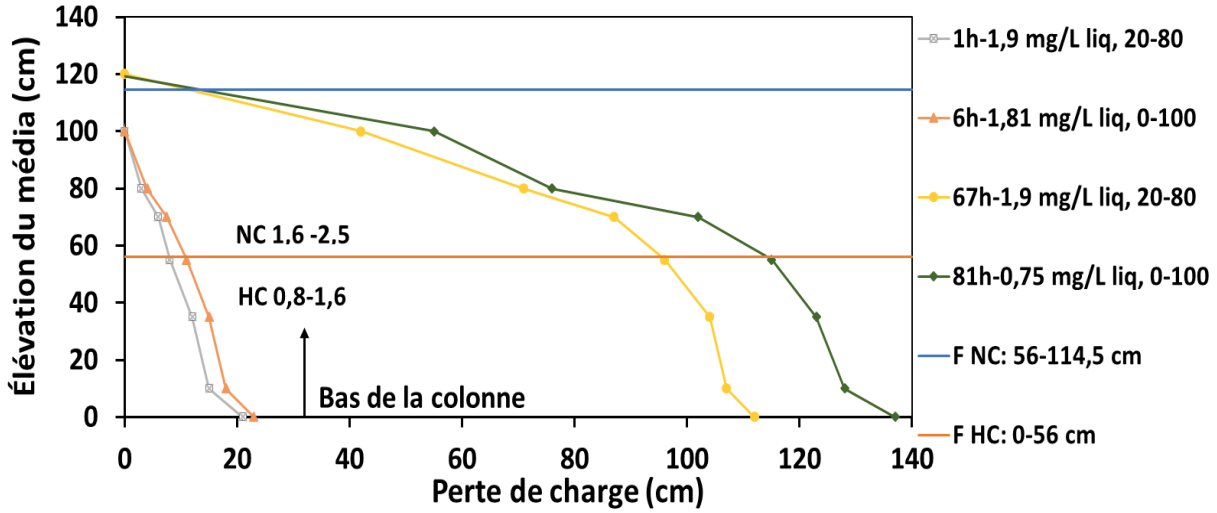

Figure 4.16 Profil des pertes de charge du filtre bicouche Filtralite® (F/F) en début et fin de cycles pour les ratios de coagulants 20-80 et 0-100.

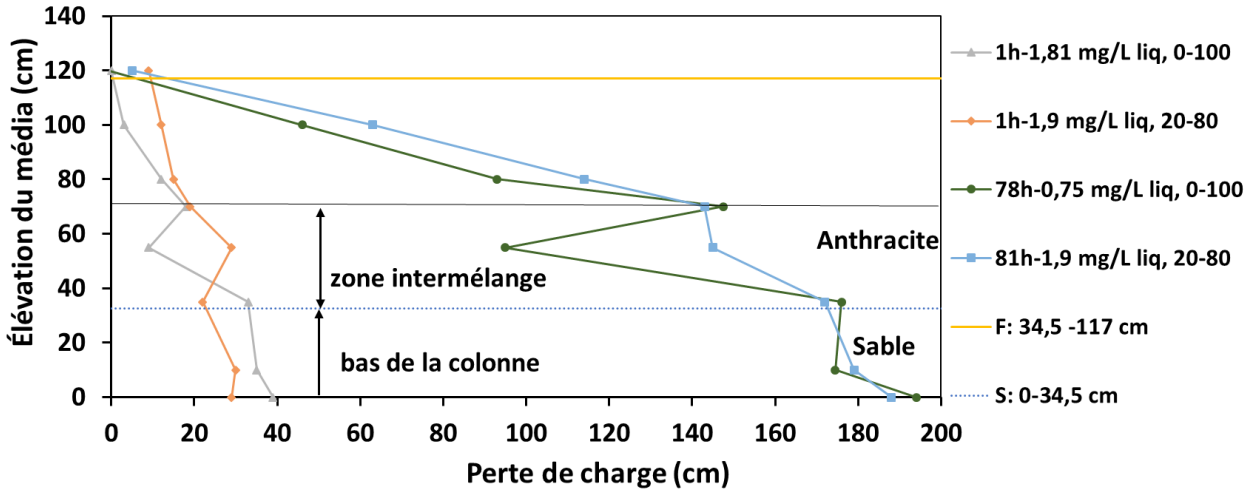

Figure 4.17 Profil des pertes de charge du filtre bicouche à sable/anthracite en début et fin de cycle pour les ratios de coagulants 20-80 et 0-100.

4.2.1.3.6 Aluminium total résiduel et turbidité à l'eau filtrée hors pointe de turbidité

Durant les essais pilotes, l'aluminium total a été mesuré à l'eau brute et à l'eau filtrée de chaque filtre pour chaque ratio de coagulant (PAX-XL1900 : C592). Le Tableau 4.15 suivant présente les résultats obtenus pour les tests effectués selon un ordre chronologique. Il est à noter qu'aucune mesure n'a été effectuée durant la période de pointe de turbidité.

Globalement, tous les filtres ont pu respecter la valeur maximale recommandée (VOR) de 0,2 mg Al/L pour la filtration directe de Santé Canada (1998), sauf pour l'essai avec le ratio 81-19 à une dose de 0,33 mg Al/L. Ainsi, les concentrations d'aluminium étaient très élevées aux eaux filtrées avec 1,29; 1,65 et 2,13 mg Al/L pour respectivement les filtres S/A, F/F et F telles qu'indiquées en rouges dans le Tableau 4.15, ce qui représente un dépassement de cette VOR d'environ 6 à 11 fois.

Pour tous les essais, le pH de coagulation a varié entre 8,0 et 8,2, ce qui est supérieur à la plage de pH optimal de coagulation (6,4 et 6,9) suggérée pour un coagulant de type PACl où sa solubilité est minimale (Santé Canada, 2019a). Tel que mentionné plus haut, il est connu qu'une concentration d'aluminium résiduel élevée peut se retrouver à l'eau traitée quand les conditions physico-chimiques (e.g. de pH) ne sont pas propices à sa précipitation (Nilsson, 1992). Pour respecter les VOR de 0,1 et 0,2 mg Al/L, il est recommandé de maintenir le pH de coagulation entre 5,6 et 7,1 et entre 5,4 et 7,4 respectivement (Nilsson, 1992). Par ailleurs, pour obtenir un résiduel d'aluminium entre 0,02 et 0,05 mg Al/L utilisant du PACl comme coagulant, le pH devrait

être compris entre 6,8-7,3 à faible température (≤10°C) et entre 6,3-6,8 à température tiède (≥10°C) (Santé Canada, 2019a).

En outre, le coagulant préhydrolysé utilisé n'a pas réduit le pH de coagulation par rapport au pH de l'eau brute, tel qu'attendu. Il est important de mentionner que si l'alun avait été utilisé, il aurait baissé le pH de coagulation contrairement à un coagulant préhydrolysé.

La concentration d'aluminium résiduel à l'eau filtrée a excédé celle retrouvée initialement à l'eau brute (0,07 mg Al/L) seulement pour la dose de 0,12 mg Al/L du ratio 81-19 (PAX-XL3932G) avec le filtre F/F (0,14 mg Al/L).

Les meilleurs ratios (PAX-XL1900 : C592) qui ont obtenus les plus faibles concentrations d'aluminium à l'eau filtrée pour les 4 filtres confondus sont dans l'ordre suivant : 0-100 (pas de coagulant à base d'aluminium); 20-80; 100-0 et 81-19. Il va de soi que le ratio 0-100 a pu obtenir les meilleures performances aux eaux filtrées (0,02 mg Al/L), puisque l'apport du coagulant en aluminium est nul et que la concentration à l'eau brute était déjà faible (0,07 mg Al/L).

Quatre différentes mesures ont été analysées pour le ratio 81-19. Bien que les deux premières doses de coagulant appliquées (0,13 et 0,12 mg Al/L) ainsi que les concentrations résiduelles à l'eau brute (0,06 et 0,07 mg Al/L) soient presque équivalentes, les performances à la sortie des eaux filtrées sont différentes. Pour un pH légèrement plus élevé de 8,0 à 8,2, les concentrations d'aluminium résiduelles aux eaux filtrées ont augmenté de 0,02 à 0,14 mg Al/L pour le filtre F/F et de 0,02 à 0,09 mg Al/L pour le filtre S. Pour un pH de coagulation de 8,1 et pour une dose de 0,30 mg Al/L, la concentration d'aluminium résiduel total est de 0,12 mg Al/L pour les filtres S/A et F/F. Ces concentrations dépassent la nouvelle valeur opérationnelle provisoire recommandée (VOR) par Santé Canada (2019a) de 0,05 mg/L qui vise à optimiser le traitement de l'eau potable ainsi que les réseaux de distribution.

Le dosage de coagulant est contrôlé par la matière organique plutôt que par les particules, c'est-à-dire que lorsque la dose de coagulant n'est pas suffisante pour coaguler la matière organique, les concentrations d'aluminium résiduels dissous à l'eau filtrée peuvent augmenter. Par conséquent, l'élimination des particules serait également non optimale. Pour remédier à ce problème, il serait nécessaire d'augmenter le dosage de coagulant et/ou de contrôler le pH de la coagulation (Santé Canada, 2019a).

En résumé, les résultats indiquent qu'il est préférable d'utiliser un ratio avec plus de polyDADMAC que d'aluminium afin de réduire la concentration d'aluminium total résiduel. Cette option offre également l'avantage de prolonger les durées de cycle, telle que vue précédemment.

Le filtre à sable (S) est celui qui a le mieux performé globalement pour l'Al résiduel car c'est le média le plus fin (d_{10} = 0,65 mm), sauf pour la dose de 0,12 mg Al/L. Il est suivi de près du filtre monocouche F, qui est le second plus fin (d_{10} = 0,98 mm). Les concentrations d'Al pour les filtres bicouches S/A et F/F sont très similaires, avec une légère amélioration pour le filtre S/A qui est plus fin que le premier. Cependant, le stade d'avancement de chaque filtre est différent au moment de son échantillonnage, ce qui rend la comparaison des concentrations d'aluminium entre les filtres moins adéquate. En effet, la rétention des particules par les filtres est moins efficace en début de cycle telle que décrite par la phase de maturation. Aussi, en fin de cycle, les particules sont plus enclines à se détacher du média et donc l'efficacité de rétention de l'aluminium particulaire serait réduite. La présence de l'aluminium particulaire à l'eau filtrée peut indiquer que la rétention des particules par le filtre n'est pas optimale. Tandis que la présence de l'aluminium dissous à l'eau filtrée peut être associée à des conditions de pH et/ou de dose suboptimales. Des mesures complémentaires de l'aluminium dissous auraient été nécessaires pour statuer sur de telles performances.

Tableau 4.15 Concentrations d'aluminium total à l'eau filtrée par filtre selon les 4 ratios volumétriques de coagulants (PAX-XL1900 : C592).

Filtre	Ratio	Al à l'EB (mg Al/L)	Dose (mg Al/L)	Al résiduel à l'EF (mg Al/L)	Turbidité à l'EF (UTN)	pH coagulation
S/A	**81-19**	0,06	0,13	0,02	0,11	8,2
F/F				0,02	0,09	
S				0,02	0,06	
F				0,02	0,15	
S/A		0,07	0,12	0,05	0,19	8,0
F/F				0,14	0,16	
S				0,09	0,13	
F				0,04	0,24	
S/A		0,04	0,25	0,03	0,11	8,1
F/F				0,02	0,09	
S				0,01	0,06	
F				0,02	0,15	
S/A		0,14	0,30	0,12	0,11	8,1
F/F				0,12	0,09	
S				0,02	0,07	
F				0,03	0,10	
S/A		0,13	0,33	1,29	0,26	8,1
F/F				1,65	0,23	
S				0,03	0,11	
F				2,13	0,60	
S/A	**20-80**	0,09	0,06	0,02	0,11	8,0
F/F				0,03	0,10	
S				0,02	0,07	
F				0,03	0,10	
S/A	**0-100**	0,07	0	0,02	0,21	8,2
F/F				0,02	0,22	
S				0,02	0,06	
F				0,02	0,21	
S/A	**100-0**	0,06	0,38	0,03	0,08	8,0
F/F				0,05	0,11	
S				0,02	0,07	
F				0,03	0,07	

EB : eau brute, EF : eau filtrée, S/A : sable/anthracite, F/F : Filtralite® bicouche, S : sable, F : Filtralite®

4.2.2 Performances des filtres durant la période de pointe de turbidité printanière (≥ 5 UTN) avec le ratio de coagulant 81-19

Cette section étudie les performances des 4 filtres durant la période de pointe de turbidité printanière qui s'est déroulée du 18 au 23 avril 2019, utilisant le coagulant préhydrolysé de l'usine Charles-J.-Des Baillets soit le PAX-XL3932G. Ce coagulant est formé dans des proportions volumétriques de 81% de PAX-XL1900 et de 19% du Superfloc™ cationique de type polyDADMAC C592. Il est à mentionner que l'usine à l'étude se considère en période de pointe quand la turbidité à l'eau brute est supérieure ou égale à 5 UTN. L'objectif de cet essai était d'évaluer à court terme la stratégie de dosage adéquate à employer par cette usine pour opérer ses filtres à sable actuels advenant qu'une autre pointe de turbidité surviendrait avant qu'il ne soit possible de changer de ratio de coagulants ou de rajouter d'autres points d'injections. Contrairement à la stratégie de dosage de coagulant appliquée durant les essais hors pointe de turbidité qui ciblait l'atteinte d'un plateau de turbidité ≤ 0,10 UTN à la sortie du filtre à sable, le dosage pour cet essai en pointe de turbidité a été ajusté de manière à obtenir une turbidité inférieure ≤ 0,15 UTN pour le filtre bicouche F/F.

4.2.2.1 Qualité de l'eau brute en période de pointe de turbidité printanière

Pour cet essai, la période de pointe printanière à la suite de la fonte des neiges est caractérisée par une augmentation significative de la concentration des particules et de la turbidité avec une moyenne de 8,5 UTN et un maximum de 20 UTN. La Figure 4.18 présente les données de turbidité à l'eau brute à l'usine au printemps 2019 en comparaison avec les données historiques de 2003 à 2018. Il est à remarquer que la pointe de turbidité de cette année (2019) est survenue un peu plus tardivement par rapport aux années précédentes mais qu'elle a duré plus longtemps. Une baisse de l'alcalinité moyenne de 86 à 75 mg/L $CaCO_3$ a été observée durant cette période. Le pH a fluctué entre 8,0 et 8,6. Également la teneur en carbone organique total a augmenté de 1,7 mg C/L par rapport à la normale (2,8 mg C/L). La température moyenne durant cet essai était de 6,6°C. Le changement de la qualité de l'eau brute était associé aux modifications des régimes hydrauliques du fleuve Saint-Laurent et de la rivière des Outaouais, où la contribution de cette dernière au débit du fleuve Saint-Laurent a augmenté jusqu'à 22%. La rivière des Outaouais a la particularité d'avoir une eau plus acide avec une moins bonne qualité microbiologique.

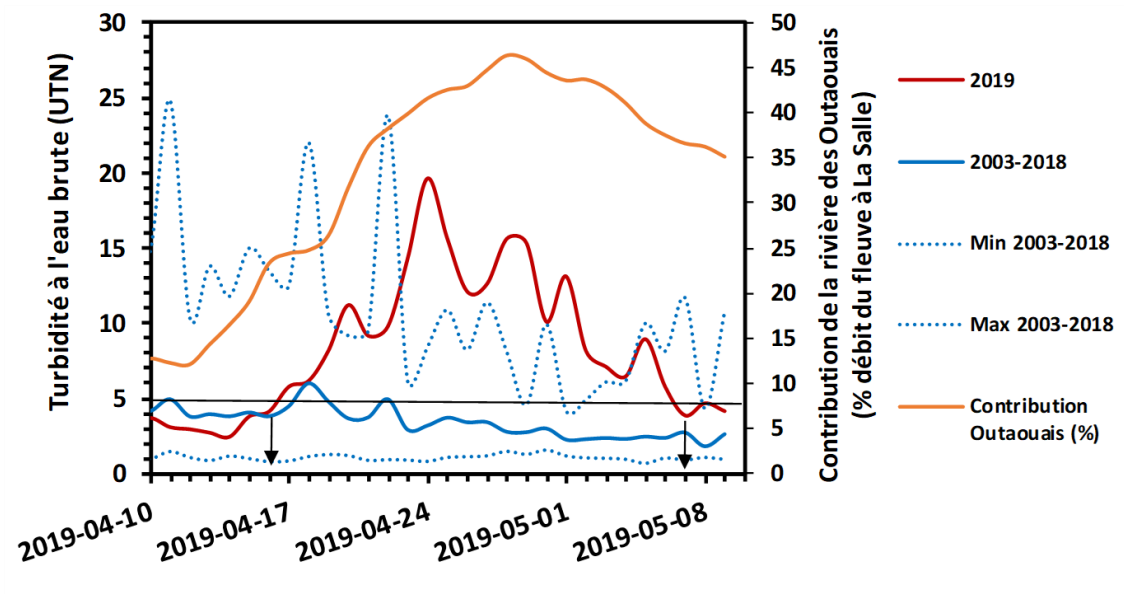

Figure 4.18 Comparaison de la turbidité à l'eau brute en période de pointe de turbidité de 2019 avec les données historiques de 2003-2018.

4.2.2.2 Critères de fin de cycles des 4 filtres en période de pointe de turbidité printanière

La Figure 4.19 présente les critères de fin de cycles des 4 filtres (%) durant la période de pointe de turbidité printanière utilisant le ratio de coagulant de l'usine 81-19 (PAX-XL1900 : C592). Il est à remarquer que les filtres S/A, F/F et F ont fini 100% de leurs cycles sur une percée de turbidité, tandis que le filtre témoin S a fini 50% des cas sur une percée de turbidité et 50% sur une perte de charge maximale.

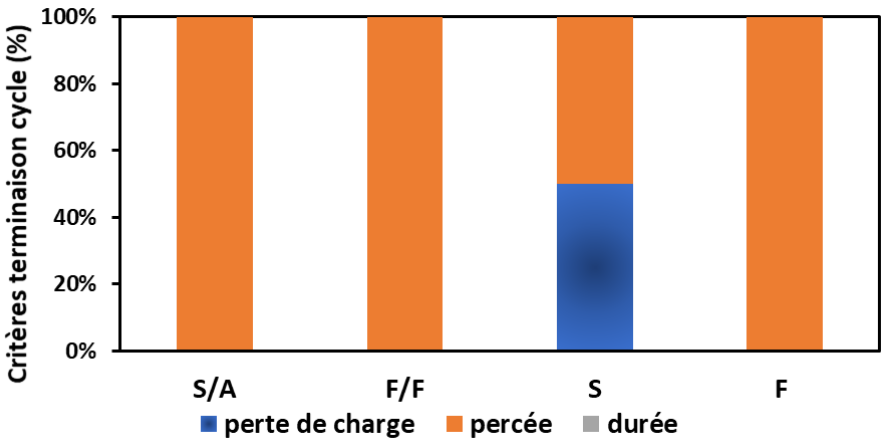

Figure 4.19 Critères fin de cycles de filtration (%) pour les 4 filtres en période de pointe de turbidité pour le ratio de coagulant volumétrique 81-19 (PAX-XL1900 : C592).

4.2.2.3 Données en continu pour un cycle typique en période de pointe de turbidité

Cette section présente les données en continu d'un cycle typique de filtration en période de pointe de turbidité printanière. La Figure 4.20 et la Figure 4.21 présentent respectivement la turbidité à l'eau filtrée et les pertes de charge en fonction du temps. Pour cet essai, la vitesse d'opération moyenne était de 6 m/h et les caractéristiques de l'eau brute sont résumées dans le Tableau 4.16 :

Tableau 4.16 Sommaire des caractéristiques de l'eau brute pour un cycle typique en période de pointe de turbidité

Valeur	**Turbidité EB**	**Dose du coagulant PAX-XL3932G**			**pH**	**Température**
-	**(UTN)**	**mg liq./L**	**mg Al/L**	**mg sec/L**	**-**	**°C**
Min.	8,8	7,58	0,79	0,48	7,8	7,3
Moy.	11,2	7,80	0,81	0,49		
Max.	16,6	8,05	0,84	0,51		

Malgré la grande variabilité de la turbidité à l'eau brute qui est quasiment passée du simple (8,8 UTN) au double (16,6 UTN), la dose de coagulant appliquée pour cet essai a été maintenue constante en moyenne. Il aurait fallu agir instantanément et augmenter le dosage lorsque la turbidité à l'eau brute a commencé à augmenter pour mieux coaguler les eaux et éviter la percée précoce.

Pour ce cycle, les 4 filtres S/A, F/F, S et F ont terminé leurs cycles de filtration sur une percée précoce de turbidité alors que leurs pertes de charges sont demeurées très faibles. Ceci indique que les lits filtrants n'ont pas été utilisés à leurs pleines capacités pour la rétention des particules. Bien que les filtres aient pu respecter en moyenne l'objectif de turbidité à l'eau filtrée ≤ 0,15 UTN, ils n'ont pas pu rencontrer l'objectif de durée de cycles ≥ 24h. Les résultats indiquent que les deux filtres bicouches S/A et F/F ont eu des comportements similaires pour les turbidités à l'eau filtrée et les pertes de charge, de même que les filtres monocouches S et F. Les performances de ces derniers ont été meilleures car ils ont pu prolonger les durées de cycles jusqu'à 6 h de plus, mais demeurent toutes inacceptables pour une usine de traitement (durée maximale de 12,5h). Face aux fluctuations de la turbidité à l'eau brute, le filtre à sable est celui qui a affiché le plus de stabilité alors que sa turbidité à l'eau filtrée a pu conserver un plateau ≤ 0,10 UTN. Il est normal que le filtre à sable obtienne les plus faibles turbidités car son ratio L/d_{10} est le plus élevé (1800) et sa granulométrie est la plus fine (d_{10}= 0,65 mm).

Malgré l'injection d'une dose de coagulant aussi élevée que 7,85 mg liquide/L, les pertes de charges n'ont pas augmenté. Les doses de coagulant ont davantage été augmentées jusqu'à 15,6 puis à 23,4 mg liq./L, qui dépassent largement les dosages typiques en filtration directe, dans l'objectif de valider leurs impacts sur l'encrassement des lits filtrants. Les profils de pertes de charge des filtres S/A, F/F et F sont encore demeurés linéaires indiquant une faible accumulation des particules dans les lits filtrants (ces résultats ne sont pas présentés en détails dans ce mémoire).

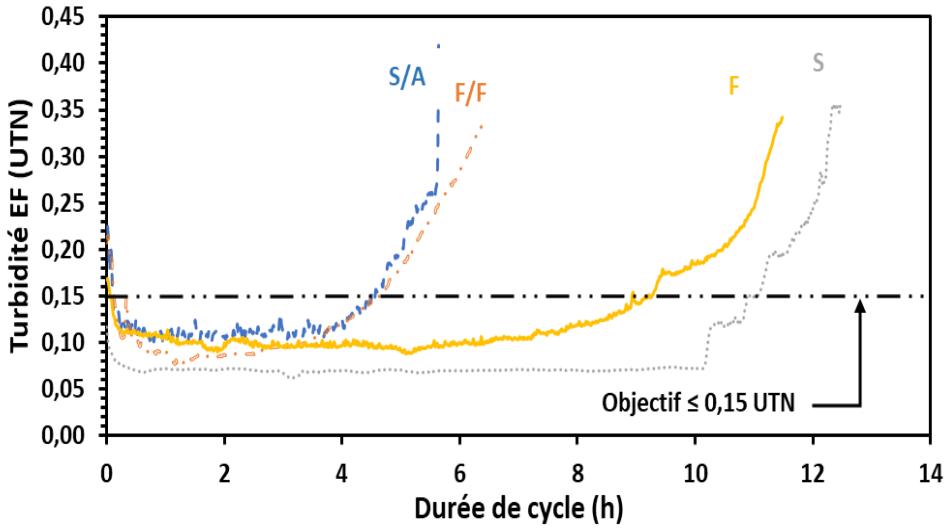

Figure 4.20 Turbidité à l'eau filtrée en fonction du temps en période de pointe de turbidité pour le ratio volumétrique 81-19 (PAX-XL1900 : C592) avec une dose de 7,85 mg liq. /L.

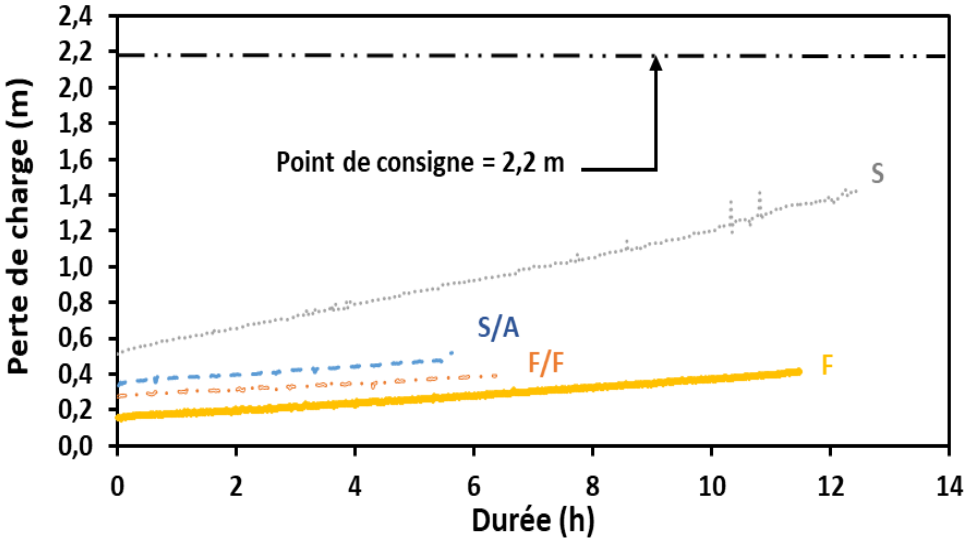

Figure 4.21 Pertes de charges en fonction du temps en période de pointe de turbidité pour le ratio volumétrique 81-19 (PAX-XL1900 : C592) avec une dose de 7,85 mg liq. /L.

4.2.2.4 Pertes de charges et durées de cycle en période de pointe de turbidité

La Filtralite®, par sa forme angulaire qui lui attribue une forte porosité, est réputée prolonger les durées de cycles de filtration par rapport aux médias conventionnels à sable et à sable/anthracite conformément à ce qui a été observé précédemment et relevé de la littérature. Toutefois, elle a étonnamment produit en moyenne des très courtes durées de cycles qui sont de l'ordre de 8-9h. Ce qui est d'autant plus surprenant, c'est que le filtre à sable a pu obtenir les durées de cycles les plus élevées malgré sa faible porosité, qui est suivi par le filtre S/A avec une durée de 11h.

Afin de valider l'effet de l'augmentation de la concentration des particules et des doses de coagulants sur les performances de la filtration, les progressions des pertes de charges ont été comparées pour ce même ratio de 81-19 avant et après la pointe, telles que présentées au Tableau 4.20. Les résultats indiquent que les progressions des pertes de charges sont restées constantes pour les filtres bicouches. Pour les filtres monocouches, une légère augmentation de 0,3 cm/h est observée pour le filtre F et de 1,4 cm/h pour le filtre à sable (S). Ce dernier, avantagé par sa faible granulométrie, a pu capturer plus de particules. Globalement, les pertes de charge n'ont pas augmenté malgré l'augmentation des doses de coagulants et de turbidité. Normalement, pour de telles conditions, les probabilités de collision des particules devraient être augmentées, ce qui est censé améliorer la filtrabilité des flocs formés. Les résultats obtenus sont contraires aux attentes et renseignent sur la résistance des flocs formés. En effet, si la percée de turbidité contrôle la fin de cycle avec une faible durée de filtration, ceci pourrait indiquer une faible résistance du floc aux forces de cisaillement. En contrepartie, lorsque la perte de charge contrôle la fin de cycle avec une plus longue durée de cycle, ceci pourrait être causé par l'accumulation des particules dans le lit filtrant et pourrait indiquer par le fait même que la résistance du floc est plus élevée que le premier cas. Ces observations suggèrent que les conditions de floculation ne sont pas optimales pour permettre la croissance des flocs, sous réserve qu'ils aient été formés au préalable. Cette hypothèse est émise compte tenu que les conditions de coagulation sont jugées optimales au pilote, étant donné qu'un mélangeur statique a été utilisé pour la dispersion du coagulant à la suite de son injection.

Tableau 4.17 Moyennes des pertes de charges initiales et finales et taux de progression des pertes de charges pour les 4 filtres durant et avant la période de pointe de turbidité.

Filtre	En période de pointe (6,6°C)				Hors pointe (4,7°C)
	Durée (h)	Pertes de charge initiales (cm)	Pertes de charge finales (cm)	Progression (cm/h)	Progression (cm/h)
S/A	11	37	68	2,8	2,8
F/F	8	29	47	2,3	2,3
S	19	56	190	7,1	5,7
F	9	14	34	2,2	2,6

4.2.2.5 Turbidité à l'eau filtrée en période de pointe de turbidité

L'octroi des crédits d'enlèvement pour les microorganismes pathogènes est basé sur le respect d'au minimum une mesure de turbidité aux quatre heures à la sortie combinée des filtres évaluée sur 30 jours consécutifs (MELCC, 2019). Il n'est pas possible de se baser sur ce type d'évaluation au pilote pour des contraintes de durées des essais et de nombre de filtres à l'étude. Le calcul de la turbidité a plutôt été évalué selon la moyenne du 95e centile par cycle par filtre, ce qui est donc plus contraignant que la recommandation plus haut. Ce calcul est plus conservateur que la moyenne, car permet de tenir compte des événements rares notamment des périodes de maturation et de percée.

La Figure 4.22 exprime la moyenne du 95e centile de la turbidité à l'eau filtrée calculée par cycle par filtre en fonction de la durée de cycle de filtration. Le point représente la moyenne, et les barres représentent les valeurs minimales et maximales. Il est à noter qu'aucun des 4 filtres n'a pu respecter les deux objectifs de l'étude fixés pour la période de pointe qui visaient à maintenir (i) une turbidité à l'eau filtrée au 95e centile $\leq$ 0,15 UTN et (ii) une durée de cycle $\geq$ 24 h. Néanmoins, le filtre à sable était le plus performant avec une turbidité de 0,16 UTN qui dépasse de justesse le premier objectif mais pour une durée de cycle moyenne de 19h. Il est suivi par le filtre F (0,19 UTN), mais leur différence de performance n'est pas significative car leurs barres d'erreur verticales se chevauchent. Les turbidités issues des filtres bicouches sont les plus instables avec une distribution assez étalée. En résumé, il n'est pas possible de conclure sur les performances de

la filtration en période de pointe étant donné la déficience de l'étape de la floculation révélée plus haut.

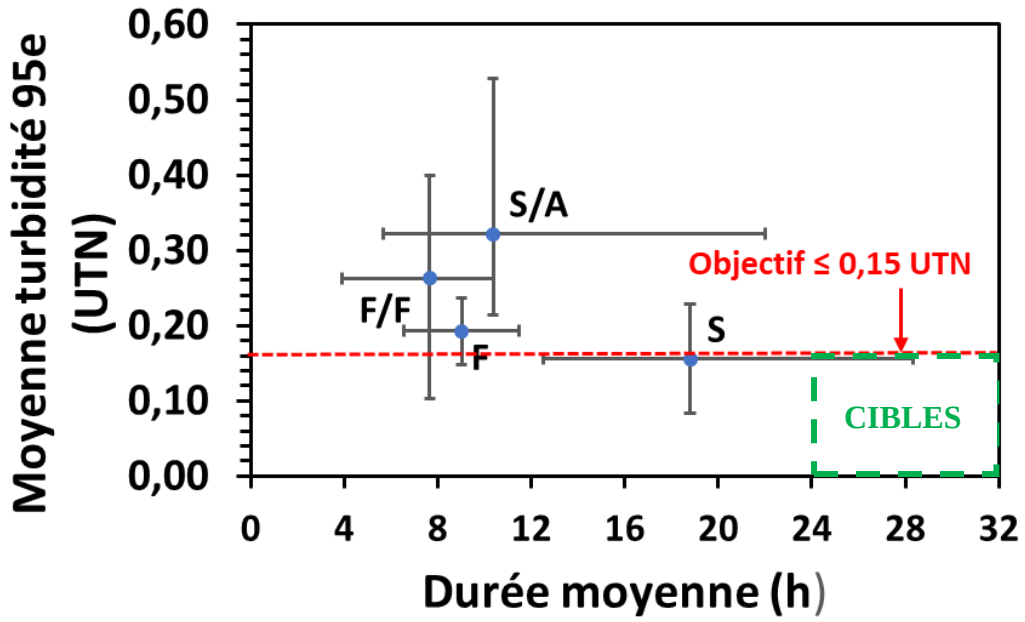

Figure 4.22 Turbidité moyenne à l'eau filtrée au 95e centile par cycle en fonction de la durée moyenne en période de pointe de turbidité (moyenne, minimum et maximum).

4.3 Impact des conditions de mélange sur les performances de la filtration directe

Tel que vu précédemment, la hausse du dosage de coagulant n'a pas augmenté les pertes de charges sur les filtres en période de pointe de turbidité. La fin de cycle était dictée dans la majorité des cas par une percée précoce de turbidité. Ces résultats inattendus ont mené à se questionner sur la taille des flocs formés et à documenter l'impact des conditions de mélange sur la rétention des particules dans les lits filtrants. La taille des flocs formés est grandement affectée par les conditions de mélange, notamment son intensité ainsi que le temps de rétention hydraulique disponible (Jackson & Letterman, 2009).

Il est à rappeler que l'usine Des Baillets est dotée d'une filtration en ligne qui se caractérise par l'absence de bassins de floculation, outre l'absence de bassins de décantations. L'eau coagulée traverse une multitude de canaux, de conduites et de chutes avant d'atteindre la galerie des filtres.

Étant donné que les vannes modulantes de 72 pouces à l'entrée de chaque galerie ont été surdimensionnées, leur pourcentage d'ouverture est limité à environ 40% pour un débit d'opération maximal. Une section de conduites (floculateur hydraulique) a été rajoutée au pilote en amont des trains de filtration dans l'objectif de reproduire le temps de rétention hydraulique à l'usine avant d'atteindre les filtres et de simuler l'impact de la vanne modulante sur les performances de la filtration. Un long temps de contact avec une énergie de mélange insuffisante ne contribue pas à grossir les flocs formés. La caractérisation des particules en période de pointe au pilote et à l'usine à l'eau brute et à l'eau coagulée a été évaluée au laboratoire au Brightwell (Dynamic Particle Analyzer) et a permis de constater que la taille des flocs n'a pas augmenté. Par ailleurs, des études complémentaires au laboratoire avec la Jar FlocCAM® ont révélé que le long temps de contact avant l'atteinte de la vanne modulante, contribue potentiellement à briser les flocs formés, qui induit à son tour un fort cisaillement affectant ainsi le taux de rétention des particules sur les filtres. L'ensemble de ces résultats au laboratoire n'est pas présenté dans ce mémoire.

L'étude pilote a donc révélé que l'infrastructure en place à l'usine ne semble pas permettre de floculer de façon optimale pour pouvoir grossir les flocs formés et que la présence d'une vanne modulante à l'entrée des filtres nuit potentiellement à leur devenir dans les filtres.

CHAPITRE 5 RÉSULTATS DES ESSAIS EN LABORATOIRE

5.1 Caractéristiques physico-chimiques de l'eau brute en pointe de turbidité

L'eau brute en pointe de turbidité a été utilisée pour effectuer des mesures de potentiel zêta. Cette eau a été échantillonnée le 23 avril 2019 et stockée dans la chambre froide à une température de 4°C. Les principales caractéristiques de l'eau brute mesurées à température ambiante (21-22°C) sont résumées dans le Tableau 5.1 :

Tableau 5.1 Principales caractéristiques de l'eau brute en pointe de turbidité printanière.

Turbidité (UTN)	COD (mg C/L)	UVA254 (cm^{-1})	pH	Alcalinité (mg/L $CaCO_3$)	Particules/ mL
14	3,8	0,0792	7,6	66	316 143

La teneur en matière organique dissoute mesurée durant cet essai est de 3,8 mg C/L. Pour évaluer l'efficacité de la coagulation sur l'abattement de la matière organique naturelle, il est possible de calculer l'indice SUVA. Le SUVA est le rapport entre l'absorbance UV à 254 nm (m^{-1}) et la concentration en matière organique dissoute exprimée en COD (mg C/L). Le SUVA obtenu est de 2,1, ce qui indique que la coagulation abattra peu de MON. Par ailleurs, le pH de coagulation est de 7,6 ce qui est élevé pour la zone recommandée pour coaguler la matière organique (4 à 6).

5.2 Mesure du potentiel zêta en filtration directe

Les mesures de potentiels zêta sur l'eau coagulée en pointe de turbidité avaient pour objectifs : (1) de comparer l'efficacité des ratios de coagulants testés préalablement durant les essais pilotes de 2019 à neutraliser les charges, et (2) de statuer sur le besoin d'une neutralisation complète ou partielle des charges pour une application en filtration directe. Les résultats obtenus sont présentés à la Figure 5.1 où le point représente la moyenne des 3 mesures obtenues par dose et les barres verticales représentent les valeurs minimales et maximales. Ces résultats indiquent que la neutralisation des charges est d'autant efficace pour les ratios de coagulants volumétriques (PAX-XL1900 : C592) tels que classés dans l'ordre suivant : 20-80 > 0-100 > 81-19 >100-0. Ainsi, l'ajout

du polyDADMAC a globalement aidé à neutraliser les charges, toutefois, le ratio 20-80 est celui qui a nécessité les plus faibles dosages.

Typiquement, la filtration directe est retenue comme procédé de traitement lorsque la qualité de l'eau brute est considérée bonne avec une faible teneur en matière organique et une faible turbidité (<5 UTN) MELCC (2019). À cette fin, les dosages de coagulants nécessaires sont faibles et visent à former de petits flocs filtrables. Par conséquent, la neutralisation des charges est le principal mécanisme responsable de la déstabilisation des particules coagulées. Dans ce cas-ci, la turbidité à l'eau brute était de 14 UTN comparable à un traitement conventionnel, ce qui dépasse la recommandation du MELCC (2019) pour l'application de la filtration directe (voir Tableau 2.6). D'autant plus que la concentration significative de COD à l'eau brute (qui est supérieure à la normale < 3 mg C/L) tend à stabiliser les particules et la matière organique. C'est ce qui contrôle le dosage de coagulant. Les mécanismes d'action des coagulants utilisés qui sont impliqués dans la déstabilisation des particules dépendent à la fois de la composition de l'eau brute, des conditions de coagulation et des dosages appliqués. La coagulation d'une telle eau en condition de pointe requiert donc des doses plus élevées que ce qui est habituellement appliqué. Initialement, à de faibles doses, le coagulant préhydrolysé à base de sels d'aluminium PACl adsorbe les particules chargées négativement en plus de neutraliser leurs charges de surface. À de fortes doses de coagulants, d'autres mécanismes interviennent dans le processus de coagulation notamment l'emprisonnement des particules dans un précipité connu sous le nom de « sweep flocculation », la « patch électrostatique » et le pontage. C'est pourquoi, son efficacité est limitée pour neutraliser les charges et qu'il a nécessité les dosages les plus élevés (ratios 100-0 et 81-19).

Le mécanisme d'action du polyDADMAC repose principalement sur la neutralisation des charges d'où les bonnes performances obtenues avec un apport plus élevé de ce dernier. Toutefois, le ratio 0-100 n'a pas obtenu les meilleures performances car l'efficacité du polyDADMAC comme coagulant primaire n'est pas éprouvée pour la réduction de la matière organique (Crittenden et al., 2012). Ces observations démontrent l'existence d'une synergie entre le coagulant inorganique PAX-XL1900 et le polymère cationique polyDADMAC C592.

Bien qu'il soit reconnu qu'un dosage optimal de coagulant s'obtient quand le potentiel zêta s'approche de zéro (Xu et Fitzpatrick 2006), les doses permettant une neutralisation totale des charges sont excessivement élevées pour une application en filtration directe pour tous les

coagulants testés. Au mieux, il a fallu une dose de 6,3 mg liq./L pour le ratio 20-80 pour obtenir un potentiel zêta nul. Cette dose est 5 fois plus élevée pour le ratio 100-0 (32 mg liq./ L). Il est à noter que toutes les doses qui permettent un potentiel zêta nul sont quand même en dessous des recommandations de NSF/ANSI 60 pour des applications en eau potable (i) de 250 mg liq./L de PAX-XL1900 (31 mg Al/L) et (ii) de 25 mg liq/L (10 mg sec/L) de C592. Cependant, les doses requises pour neutraliser les charges d'une telle eau avec les ratios 81-19 et 100-0 sont excessivement élevées et dépasseraient certainement la recommandation pour l'aluminium résiduel à l'eau traitée actuelle de 0,20 mg Al/L en filtration directe et l'éventuelle VOR de 0,05 mg Al/L de (Santé Canada, 2019a).

Par ailleurs, le pH de la solution influence grandement le potentiel zêta des flocs formés; puisque la concentration des protons impacte leurs densités de charge à travers la réaction d'hydrolyse (Chang et al., 1997). Tel qu'attendu, lorsque le pH de coagulation est élevé, le potentiel zêta ne peut constituer un bon indicateur de la dose optimale, ce qui est en accord avec les travaux de Gregory, D. et al. (2004).

Parallèlement, les essais au pilote en période de pointe de turbidité ont été effectués avec le ratio de l'usine 81-19 (PAX-XL3932G). Une dose moyenne de 7,8 mg liq./L a été testée, ce qui est presque équivalent à un potentiel zêta de -10 mV. En raison des problèmes de floculation expérimentés au pilote tels que mentionnés plus haut, il est difficile de conclure sur l'efficacité de cette dose globalement. Tout de même, le filtre à sable ayant la granulométrie la plus fine, a été le moins impacté par cette problématique et a donc pu obtenir une turbidité moyenne de 0,09 UTN à l'eau filtrée et de 0,16 UTN pour la moyenne des 95e centiles. À l'usine, pour cette même qualité d'eau brute, le dosage du coagulant (ratio 81-19) a varié entre 5 et 7,8 mg/L (donc l'équivalent d'un potentiel zêta de -10 mv pour la 2e dose), cette zone est indiquée sur la figure 5.2 a) au carré rouge. Cependant, ce dosage a résulté en des durées de cycles très courtes avec des terminaisons de cycles sur des percées de turbidité ou de pertes de charges maximales. L'augmentation du dosage de coagulant n'a pas résolu le problème de changement de la qualité de l'eau, ceci est potentiellement dû à la déficience des étapes de coagulation et de floculation, qui devraient être mieux documentées dans le futur.

À la lumière de ce qui précède, il n'est pas nécessaire de viser un potentiel zêta nul pour maximiser l'efficacité d'enlèvement des particules puisque d'autres mécanismes sont impliqués dans le

processus de la coagulation outre celui de la neutralisation des charges. Une neutralisation partielle avec des potentiels zêta de -10 voire -5 mV pourrait être envisagée dépendamment de la qualité de l'eau brute et des conditions de coagulation, telle que résumée dans le Tableau 5.2.

Tableau 5.2 Sommaire des doses en mg liq./L permettant des potentiels zêta de -10, -5 et 0 mV.

	Doses de coagulants en mg liq./L			
Ratio de coagulants V/V (PAXL1900 : C592)	**0-100**	**20-80**	**81-19**	**100-0**
PZ = 0 mV	9,0	6,3	16,8	32
PZ = -5 mV	6,5	4,3	11,9	23
PZ = -10 mV	4,0	2,4	7,0	14,5

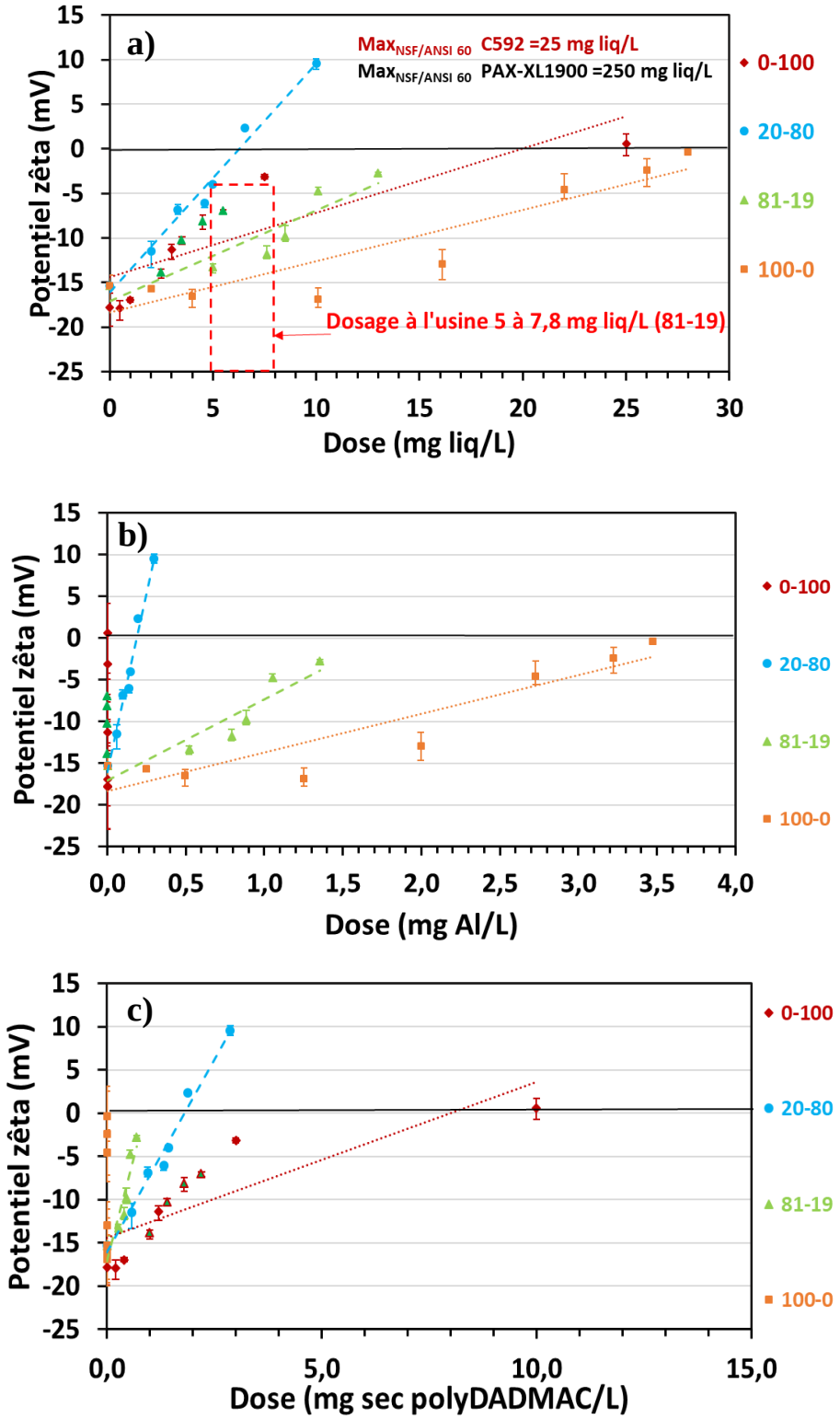

Figure 5.1 Potentiels zêta en fonction du ratio de coagulant volumétrique (PAX-XL1900 : C592) et de la dose appliquée : a) en mg liquide/L, b) en mg Al/L et c) en mg sec /L.

5.2.1 Estimation des coûts d'achat de coagulants

Les coûts d'achat ont été estimés pour les 4 ratios de coagulants pour une dose moyenne permettant un potentiel zêta de -10 mV, en période de pointe de turbidité. Cette dose a été retenue pour l'estimation des coûts car elle représente non seulement une dose applicable en filtration directe, mais aussi, l'usine opérait à environ ce potentiel zêta pendant cette période de pointe. Le débit moyen de l'usine utilisé est d'environ 928 800 m^3/d, ce qui correspond à un fonctionnement de 2,5 pompes basses pressions à 4,3 m^3/s chaque. Les coûts pour les deux ratios 81-19 et 20-80 ont été calculés selon leurs ratios massiques respectifs (84-16) et (76-24) et non volumétriques pour assurer une consistance dans les unités utilisées. Ainsi, les coûts estimés sont présentés dans le Tableau 5.3 mais n'incluent pas les coûts connexes notamment de transport.

Tableau 5.3 : Estimation des coûts d'achat des coagulants

Ratio volumétrique (PAX-XL1900 : C592)	**Coût unitaire $/Kg solution liquide**	**Dose mg liq./L pour PZ= -10 mV**	**$/d Q moyen**	**$ (Q moyen) si pointe dure 30 jours**
100-0 (PAX-XL1900)	0,98*	14,5	13 200 $	396 000 $
0-100 (C592)	5,2*	4,0	19 500 $	585 000 $
81-19	1,65	7,0	10 700 $	321 000 $
20-80	4,2	2,4	9 200 $	276 000 $

* : Coûts unitaires fournis par Kemira, 2019.

Il est à noter que le ratio 20-80 vs 81-19 est :

- 2,5 plus cher à l'achat
- 2,9 plus efficace pour neutraliser les charges
- 16% moins cher à doser

La dernière colonne du tableau plus haut représente les coûts dépensés pour l'achat de coagulants si la période de pointe durait 30 jours, et ce à débit moyen. Durant les essais pilotes de 2019, une turbidité à l'eau brute ≥ 5 UTN a été soutenue pendant quasiment 30 jours consécutifs. À une dose moyenne de 2,4 mg liq. /L du ratio 20-80 au lieu de 7 mg liq. /L du ratio de l'usine 81-19, des économies non négligeables de 45 000 $ pourraient être obtenues.

CHAPITRE 6 DISCUSSION

L'objectif principal de ce projet de recherche était d'optimiser l'étape de la filtration directe à l'usine Charles-J.- Des Baillets de la Ville de Montréal en termes d'abattement de turbidité et de capacité de production. Pour répondre à cet objectif, les impacts (i) de la configuration de filtres et (ii) du ratio des coagulants inorganique PAX-XL1900 vs organique de type polyDADMAC C592 sur les performances de la filtration ont été étudiés dans un premier temps. Dans un second temps, des mesures de potentiel zêta ont été réalisées pour identifier les doses nécessaires pour chaque ratio de coagulants permettant la neutralisation des charges en période de pointe de turbidité. Ceci s'est effectué respectivement dans le cadre d'essais pilotes avec l'unité mobile du CREDEAU qui se sont déroulées de mars à juillet 2019 et d'essais à l'échelle laboratoire conformément aux résultats présentés aux chapitres 4 et 5. Ce chapitre permet de discuter les résultats obtenus et d'en tirer les principales conclusions en vue d'émettre des recommandations pour de futurs travaux.

6.1.1 Impact des conditions de mélange sur les performances de filtration

L'efficacité de la déstabilisation des particules est dictée par la cinétique de réaction du coagulant et par les conditions de mélange appliquées. La dispersion du coagulant dans ce cas-ci doit être rapide dès son injection étant donné que le mécanisme dominant en filtration directe repose sur la neutralisation des charges (Amirtharajah, Clark, & Trussell, 1991). Au pilote, le mélange de coagulant à la suite de son injection est effectué d'une manière uniforme et rapide à l'aide d'un mélangeur statique. Quant à l'usine à l'étude, l'injection du coagulant est faite à même les chutes des bassins de mise en commun des pompes basses pressions.

Par ailleurs, il existe un biais méthodologique pour l'étape de floculation entre le pilote et l'usine, car pour le premier un floculateur hydraulique a été rajouté pour reproduire principalement le temps de rétention hydraulique mais ne permet pas de reproduire l'impact des conditions de mélange sur le devenir des flocs dans l'usine, étant donné que l'eau coagulée passe par une multitude de canaux, de chutes, de réservoirs et de conduites, etc.

À notre avis, les conditions de mélange à l'usine ne sont pas optimales en termes d'intensité et de temps de contact et devraient donc être revues afin d'assurer une meilleure dispersion du coagulant injecté. Selon les contraintes de faisabilités à l'usine, il serait pertinent de déplacer le point d'injection du coagulant sur une conduite d'alimentation à l'entrée de l'usine qui nécessitera

également l'ajout d'un mélangeur statique ou directement à même le bassin des pompes basses pressions.

L'étude pilote a révélé que l'infrastructure en place à l'usine ne semble pas permettre de floculer de façon optimale pour pouvoir grossir les flocs formés. L'ajout de chicanes dans les différents canaux à l'usine pourrait constituer une solution intéressante à cette problématique, compte tenu du long temps de contact disponible en canal. Il serait pertinent de caractériser la taille des flocs formés avant la vanne modulante et après soit à l'entrée des filtres à l'échelle réelle, pour documenter davantage les impacts des conditions de mélange sur le devenir du floc et par conséquent sur l'efficacité de la filtration.

6.1.2 Impact de la configuration des filtres sur leurs performances

En dehors de la période de pointe de turbidité, le filtre à sable (S) est le seul à avoir respecté l'objectif de turbidité à l'eau filtrée ≤ 0,15 UTN au 95e centile par cycle de filtration. Toutefois, il a produit en moyenne une durée de cycle de 32h qui ne respecte pas l'objectif de durée établi ≥ 60h. Il est suivi de près par le filtre monocouche Filtralite® (F) avec une turbidité à l'eau filtrée de 0,16 UTN et une durée de cycle de 84h, permettant de prolonger la durée de cycle de 2,6 fois par rapport au filtre à sable. La Filtralite® semble donc une option intéressante pour réduire les pertes de charge. Il serait d'intérêt de tester un filtre avec de la Filtralite® tamisée pour obtenir un diamètre effectif (d_{10}) équivalent à celui du filtre à sable. Cette option permettrait de valider si la rétention de la turbidité est efficace tout en permettant des durées de cycle plus longues.

En période de pointe de turbidité utilisant le coagulant de l'usine PAX-XL3932G (ratio 81-19), aucun filtre n'a pu respecter ni l'objectif de turbidité à l'eau filtrée ≤ 0,15 UTN au 95e centile par cycle de filtration ni la durée de cycle ≥ 24h. Au mieux, le filtre à sable a obtenu les performances moyennes de 0,16 UTN à l'eau filtrée contre une durée moyenne de 19h. Il est suivi par le filtre F (0,19 UTN) avec une durée moyenne de 9h.

À la lumière de ce qui précède, la déficience de l'étape de la floculation au pilote et à l'usine ne semble pas permettre d'augmenter la taille des flocs pour favoriser leur rétention sur des médias plus grossiers que le filtre témoin de l'usine. D'un autre côté, la présence de la vanne modulante à l'entrée des filtres impacte potentiellement le devenir des flocs sous réserve qu'ils aient été formés au préalable. Dans ce sens, il est difficile de conclure sur les performances des filtres de

granulométries grossières en considérant qu'elles auraient pu être meilleures sous des conditions de coagulation et de floculation optimales. Cette hypothèse mériterait donc d'être validée avec une autre étude pilote notamment en ajoutant un floculateur mécanique. Les essais pilotes ont tout de même permis de conclure que la réduction du ratio L/d_{10}, notamment des filtres grossiers par rapport au filtre à sable dans la perspective de baisser les pertes de charge se fait au détriment de la turbidité à l'eau filtrée produite.

Par ailleurs, il existe quelques limitations sur le plan expérimental dans la conception des équipements (floculateur, filtres, etc.) et dans l'opération du pilote qui sont discutées ci-dessous :

(1) Le filtre à sable est le plus avantagé des 4 filtres testés par sa fine granulométrie (d_{10} = 0,65 mm), ce qui le rend le plus efficace pour l'enlèvement des petites particules par rapport à un média plus grossier, mais aussi, la stratégie de dosage de coagulants a été ajustée en fonction de la turbidité à l'eau filtrée de celui-là.

(2) Puisqu'il est reconnu que l'efficacité d'enlèvement des particules est proportionnelle au ratio L/d_{10} (Vigneswaran & Chang, 1989), la conception des 4 filtres a été basée sur un ratio minimal de $L/d_{10} \geq 1000$ tel que recommandé pour un média monocouche à sable ou pour des médias bicouches conventionnels (Kawamura, S., 2000). Certes, les ratios proposés sont simples et pratiques mais leur application a des limitations et ils devraient donc servir uniquement de guides. Ainsi, la comparaison d'un média fin par rapport à un média de granulométrie plus grossière aurait nécessité l'augmentation de la profondeur de ce dernier (Ives & Sholji, 1962). Toutefois, ceci n'a pas été appliqué pour des contraintes liées notamment à la localisation de la goulotte à l'usine qui engendrait potentiellement la perte de média lors du rétrolavage des filtres.

(3) La conception des filtres bicouches F/F et S/A avec une couche plus fine plus profonde en défaveur de la couche la plus grossière du haut, permettrait potentiellement de conserver une qualité de filtrat acceptable tout en prolongeant les durées de cycles.

(4) Afin de pouvoir comparer les performances d'un filtre par rapport à un autre, il serait préférable que leur conception soit plutôt basée sur (i) des couches avec des granulométries équivalentes, (ii) des profondeurs équivalentes ou (iii) des profondeurs et granulométries équivalentes à la fois. Cette conception permettrait de mieux identifier les caractéristiques qui avantagent un filtre ou le désavantagent par rapport à un autre. Dans cette étude, le train 1 a pu comparer des filtres avec la même profondeur. Pour le train 2, les caractéristiques des filtres étaient différentes ce qui rend la

comparaison plus complexe. Par ailleurs, cette deuxième façon de conception avait pour objectif de valider si un filtre peut fonctionner mieux qu'un autre d'une manière générale, faisant abstraction de leurs caractéristiques respectives.

6.1.3 Impact du dosage de coagulant sur les performances de filtration

Il est à rappeler que l'injection de coagulant a été faite au moyen d'une pompe seringue commune aux 2 trains de filtration et que le changement de dosage s'est effectué manuellement. Le pilote a nécessité une surveillance en continu, qui s'est effectuée à distance durant le jour et même à des heures tardives ou sur site selon la disponibilité des ressources. L'ajustement du dosage de coagulant au pilote constitue une limitation car il n'a pas toujours été effectué rapidement face à l'augmentation de la turbidité à l'eau brute notamment en période de pointe pour éviter la percée précoce. Par ailleurs, puisque la dose de coagulant est fonction de la granulométrie du média, un dosage séparé par train de filtration serait plus approprié. Ainsi, deux pompes seringues seraient à prévoir : (i) une pour le train des filtres monocouches et (ii) une deuxième pour le train des filtres bicouches.

6.1.4 Impact de la qualité de l'eau brute sur le choix du ratio de coagulants

Les périodes d'essais des 4 ratios de coagulants (PAX-XL1900 : C592) en dehors de la pointe de turbidité se sont effectuées d'avril à juillet 2019. Bien que la turbidité à l'eau brute n'ait pas beaucoup changé d'un essai à un autre (≤ 5 UTN), la température moyenne quant à elle, est passée de 5 à 21°C. Une température plus faible augmente la viscosité de l'eau ce qui crée plus de friction et augmente en conséquence les pertes de charges sur les lits filtrants. Le changement de température impacte également l'efficacité de lavage des filtres. En effet, les conditions de lavage en eau chaude sont plus contraignantes qu'en eau froide. Étant donné que le débit de lavage utilisé était maintenu constant selon une contrainte de temps, l'efficacité de lavage des filtres est réduite en eau chaude.

De plus, la composition de l'eau brute a varié en termes de concentration de matière organique, de particules, de pH, et d'alcalinité, etc. Une concentration de particules plus élevée augmente en théorie leurs probabilités de collision. Par ailleurs, la concentration du COD à l'eau brute étant variable, tend à stabiliser les particules et la matière organique. Lorsque la concentration de COD est élevée, le dosage de coagulant est contrôlé par cette dernière. Du fait qu'il soit impossible de

contrôler tous ces paramètres dans le cadre d'essais pilotes en continu, la comparaison des performances des ratios de coagulants entre eux devient plus difficile.

6.1.5 Impact du choix du ratio de coagulants sur les performances de la filtration

Les résultats obtenus à l'échelle laboratoire et à l'échelle pilote suggèrent (i) l'augmentation du dosage du polyDADMAC C592 et (ii) la réduction du dosage du coagulant inorganique PAX-XL1900. Le dosage de coagulant en filtration directe est sensible aux changements brusques de la qualité de l'eau brute. L'injection du polymère cationique C592 tout seul ne serait pas suffisante pour abattre la matière organique et pour obtenir la qualité de l'eau filtrée souhaitée, alors que l'injection du coagulant inorganique seul (PAX-XL1900) réduirait les durées de cycles de filtration et pourrait engendrer des concentrations élevées d'aluminium à l'eau filtrée supérieures à 0,2 mg Al/L en filtration directe et possiblement supérieure à la nouvelle recommandation (VOR) de 0,05 mg Al/L (Santé Canada, 2019a).

Le ratio 81-19 a permis d'obtenir : les turbidités à l'EF les plus élevées pour les 4 filtres et les durées de cycle les plus faibles. Le ratio 20-80 a permis d'obtenir : (i) les meilleurs abattements de turbidité aux eaux filtrées du filtre à sable (S) et du filtre bicouche Filtralite® (F/F) ainsi que (ii) les durées de cycles les plus élevées pour les filtres à sable/anthracite (S/A), (F/F) et Filtralite® monocouche (F). Il serait possible par la même occasion de réduire les concentrations d'aluminium résiduel à l'eau filtrée. Du fait que le filtre à sable semble être le moins affecté par la déficience de la floculation par rapport aux autres filtres, la recommandation du ratio PAX-XL1900 : C592 est émise uniquement pour celui-là. Le ratio 20-80 a permis d'obtenir la meilleure turbidité à l'eau filtrée au 95e centile de 0,07 UTN, ce qui corrobore les résultats de mesures des potentiels zêta. Ce dernier a obtenu une durée de cycle moyenne de 38h. Le ratio 0-100 a permis de maximiser les durées de cycle moyennes jusqu'à 51h. Alors que le ratio actuel de l'usine 81-19 a obtenu les plus faibles performances (0,12 UTN et 23h). Puisque les variations de la qualité de l'eau brute ne peuvent être prédites, l'utilisation d'un seul coagulant serait contraignante et n'est donc pas à recommander. Il serait plutôt préférable d'avoir deux points d'injections séparés, soit un par type de coagulant. Dépendamment de la qualité de l'eau brute, il est possible de fixer une dose de PAX-XL1900 et d'ajuster la dose du C592 selon les durées de cycles souhaitées. Advenant le cas qu'il ne soit pas possible de changer de ratio actuel 81-19 à court et moyen termes, il est recommandé

d'ajouter un deuxième point d'injection du polyDADMAC C592. D'autant plus que le dosage du C592 ne constitue plus un enjeu de pompage à l'usine, puisqu'il est 5 fois moins visqueux que le C595 anciennement dosé à l'usine. Étant donné que le polyDADMAC aide à former des flocs plus robustes face aux différentes forces de cisaillement, la possibilité de localiser le point d'injection après la vanne modulante à l'entrée de la galerie des filtres mériterait d'être examinée, en tenant compte que cette dernière nuirait à la croissance des flocs formés. Il est recommandé de procéder à la caractérisation de la taille des flocs formés (1) juste après le mélange rapide pour permettre de statuer sur les performances de la coagulation, et (2) avant /après la vanne modulante à l'usine pour conclure sur les performances de la floculation.

6.1.6 Rôle du potentiel zêta dans la sélection du dosage de coagulant

Les résultats obtenus en pointe de turbidité avec les 4 ratios de coagulants ont permis de constater que les doses permettant la neutralisation des charges (PZ= 0 mV) sont extrêmement élevées pour une application en filtration directe. Par conséquent, une neutralisation partielle des charges serait suffisante en visant des PZ de -5 ou -10 mV dépendamment de la qualité de l'eau brute et des conditions de coagulation. L'ajout de plus de polyDADMAC aide à neutraliser plus rapidement les charges. Toutefois, le ratio 20-80 a permis d'obtenir les meilleures performances. Ces observations démontrent l'existence d'une synergie entre le coagulant inorganique PAX-XL1900 et le polyDADMAC C592.

Il est peu probable qu'un analyseur de potentiel zêta en continu soit utile pour sélectionner la dose optimale pour cette application en filtration directe. Du fait que l'usine ait en général une bonne qualité d'eau brute avec une faible concentration en particules, les mesures de potentiels zêta seraient difficiles à réaliser dans des eaux peu chargées. Étant donné qu'une neutralisation partielle des charges soit visée, la plage de variation attendue à la suite de la coagulation serait assez restreinte. De plus, à de fortes doses de coagulants en pointe de turbidités, outre la neutralisation des charges, d'autres mécanismes seraient impliqués dans le processus de la coagulation, ce qui réduit l'importance du potentiel zêta dans l'optimisation des performances de la filtration.

CHAPITRE 7 CONCLUSIONS

La réalisation des essais pilotes avec quatre configurations de filtres et quatre différents ratios de coagulants a permis de conclure que :

- Le filtre pilote monocouche à sable est représentatif uniquement des meilleurs filtres de l'usine et non de la moyenne des performances de tous les filtres de l'usine.
- En période de pointe de turbidité, les filtres monocouches actuellement en place à l'usine Charles-J.-Des Baillets sont plus performants que les trois autres configurations de filtres avec des ratios L/d_{10} plus faibles. Les turbidités ainsi produites des filtres à sable sont plus faibles et les durées de cycles des filtres sont plus longues que les autres filtres qui percent très rapidement. Cependant, les durées de cycles des filtres à sable en moyenne (19h) ne rencontrent pas les objectifs souhaités (≥24 h).
- Les résultats des essais pilotes suggèrent que les flocs formés sont très petits ce qui désavantage les configurations de filtres utilisant des matériaux plus grossiers. Améliorer la floculation qui semble peu efficace et/ou prévoir des dosages de coagulant spécifiques (i.e. plus élevés) pour ces configurations seraient nécessaires pour rehausser leurs performances. Il est donc recommandé de réaliser un audit sur les installations à pleine échelle afin de documenter les performances de la coagulation/floculation.
- Parmi les trois options alternatives au filtre à sable, le filtre monocouche de Filtralite® a offert les meilleures performances. Ce dernier a permis de prolonger la durée de cycle jusqu'à 2,6 fois par rapport au filtre à sable pour une turbidité de l'eau filtrée légèrement supérieure en temps normal. Au moment où l'étude a été effectuée, le média Filtralite® le plus fin disponible sur le marché était le HC 0,8-1,6 mm (d_{10}= 0,85). Actuellement, il existe un nouveau média plus fin HC 0,5-1 mm de granulométrie comparable à celle du sable. Dans ce sens, le remplacement du filtre à sable par la Filtralite® HC 0,5-1 mm pourrait s'annoncer prometteur s'il est combiné avec un dosage de coagulant adéquat. Cette combinaison mériterait donc d'être testée dans le cadre d'une future étude pilote avec des conditions de coagulation et de floculation optimisées. Parmi les différentes stratégies de coagulation mises à l'essai, il est recommandé de retenir un ratio plus élevé de polyDADAMAC que de PAXL1900. Le ratio 20-80 a par exemple démontré de bons

résultats. Cependant, il est plutôt recommandé d'utiliser un ratio variable qui sera fonction de la qualité des eaux brutes (COD et turbidité). La Ville pourrait potentiellement injecter une dose fixe du mélange PAXL1900/C592 et puis ajuster le traitement en ajoutant une dose supplémentaire de C592 qui serait variable selon la demande en coagulant des eaux brutes. Cette stratégie permettrait d'augmenter les durées de cycles de filtration et minimiserait la concentration d'aluminium résiduel à l'eau traitée.

RÉFÉRENCES

(APHA), A. P. H. A., (AWWA), A. W. W. A., & (WEF), W. E. F. (2012). *Standard methods for the examination of water and wastewater*. Washington, D.C.: American Public Health Association.

Amirtharajah, A., Clark, M. M., & Trussell, R. R. (1991). *Mixing in coagulation and flocculation*. Denver, Colorado, USA: American Water Works Association Research Foundation.

Annie Carrière, & Barbeau, B. (2008). *Addendum : Rapport final des essais-pilotes de filtration granulaire à l'usine Atwater de la Ville de Montréal PHASE IV*

Essais printemps 2008.

AWWA, A. W. W. A. (1980). The Status of Direct Filtration. *Water Reuse forGroundwater Recharge, 72 (7)*, 405-411.

Badalians Gholikandi, G., Noorisepehr, M., Dehghanifard, E., Koolivand, A., Dehnavi, A., & Moalej, S. (2012). Application of modified qualitative index for surveillance of water-filtration process in turbidity removal by different media. *International Journal of Environmental Science and Technology, 9*(4), 691-700. doi:10.1007/s13762-012-0026-x

Ball, T. E. (2008). *Caractérisation des flocs pour optimiser la floculation en amont de la filtration directe.* (ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL, Montréal).

Barbeau, B., Morissette, C., & Prévost, M. (1999). *Évaluation de la filtration directe à l'usine Atwater de la Ville de Montréal (Rapport final)*. Montréal, Québec, Canada: Chaire industrielle CRSNG en eau potable, École Polytechnique. Tiré de Il y a une copie dans le bureau d'Annie Carrière

Black, A. P., & Riddick, T. M. (1960). Basic mechanisms of coagulation. *Journal of American Water Works Association, 52 (4)*, 492-504.

Boller, M., & Blaser, S. (1998). Particles under stress. *Water Science and Technology, 37*(10), 9-29. doi:10.2166/wst.1998.0367

Bolto, B., & Gregory, J. (2007). Organic polyelectrolytes in water treatment. *Water Res, 41*(11), 2301-2324. doi:10.1016/j.watres.2007.03.012

Bond, T., Huang, J., Templeton, M. R., & Graham, N. (2011). Occurrence and control of nitrogenous disinfection by-products in drinking water--a review. *Water Res, 45*(15), 4341-4354. doi:10.1016/j.watres.2011.05.034

Bottero, J. Y., Cases, J. M., Fiessinger, F., & Poirier, J. E. (1980). Studies of hydrolyzed aluminum chloride solutions. 1. Nature of aluminum species and composition of aqueous solutions. *The Journal of Physical Chemistry, 84*(22), 2933-2939. doi:10.1021/j100459a021

Bouchard, L. (2017). *Développement d'outils pour l'évaluation de la performance des Procédés de filtration en ligne et d'ozonation de l'usine Charles-J.-Des Baillets.* (École Polytechnique De Montréal).

Camp, T. R. (1961). Discussion. *American Water Works Association, 53(12)*, 1479-1983.

Camp, T. R., & Stein, P. C. (1943). Velocity Gradients and Internal Work in Fluid Motion. *Boston Society of Civil Engineers 30(4)*, 219-230.

Carns, K. E., & Parker, J. D. (1985). Using Polymers With Direct Filtration. *Journal - American Water Works Association, 77*(3), 44-49. doi:10.1002/j.1551-8833.1985.tb05506.x

Cescon, A., Jiang, J.-Q., Haffey, M., Moore, G., & Callaghan, K. (2016). Assessment of recycled glass and expanded clay in a dual media configuration for drinking water treatment. *Separation Science and Technology, 51*(14), 2455-2464. doi:10.1080/01496395.2016.1209522

Chang, I. L., Chu, C. P., Lee, D. J., & Huang, C. (1997). Polymer Dose Effects on Filtration Followed by Expression of Clay Slurries. *Journal of Colloid and Interface Science, Vol. 185*(2), pp. 335-342. doi:10.1006/jcis.1996.4582

Chen, Z., Fan, B., Peng, X., Zhang, Z., Fan, J., & Luan, Z. (2006). Evaluation of Al30 polynuclear species in polyaluminum solutions as coagulant for water treatment. *Chemosphere, 64*(6), 912-918. doi:10.1016/j.chemosphere.2006.01.038

Cleasby, J., & Logsdon, G. (1999). *Granular bed and precoat filtration Water Quality and Treatment: A Handbook of Community Water Supplies* American Water Works Association.

Cleasby, J. L., & Sejkora, G. D. (1975). Effect of media intermixing on dual media filtration. *101(EE4)*, 503-516.

Cleasby, J. L., Sindt, G. L., Watson, D. A., Baumann, E. R., University, I. S., & Bolton & Menk, I. (1992). Design and operation guidelines for optimization of the high-rate filtration process: Plant demonstration studies: . *American Water Works Association Research Foundation*.

Coccagna, L. (1989). Direct filtration. *Water wastewater and sludge filtration*, 57–75.

Craig, K. (1985). Direct filtration: an Australian study. *Journal of the American Water Works Association, 77*(12), 56-61. Tiré de PDF dans le répertoire Étudiants/AAAAEtudiant_EndNote2011/PUBLICATIONS_Electroniques France

Crittenden, J. C., Trussell, R. R., Hand, D. W., Howe, K. J., & Tchobanoglous, G. (2012). *MWH's water treatment: Principles and design*.

Culp, R. L. (1977). Direct Filtration. *American Water Works Association, 69 (7)*, 375-378. Tiré de https://www.jstor.org/stable/41268992

Davies, P. D., & Wheatley, A. D. (2012). Pilot plant study of alternative filter media for rapid gravity filtration. *Water Sci Technol, 66*(12), 2779-2784. doi:10.2166/wst.2012.517

Duan, J., & Gregory, J. (2003). Coagulation by hydrolysing metal salts. *Advances in Colloid and Interface Science, 100-102*, 475-502. doi:10.1016/s0001-8686(02)00067-2

Edzwald J.K., P. D. J., Parmenter W.L. (2000). *Polyaluminum Coagulants for Drinking Water Treatment: Chemistry and Selection*. Communication présentée à Chemical Water and Wastewater Treatment VI Gothenburg Symposium, Berlin.

Edzwald, J. K. (1993). Coagulation in drinking water treatment: Particles, organics and coagulants. *Water Science and Technology, 27*(11), 21-35. doi:10.2166/wst.1993.0261

Edzwald, J. K., Becker, W. C., & Tambini, S. J. (1987). Organics, Polymers, and Performance in Direct Filtration. *Journal of Environmental Engineering, 113*(1), 167-185. doi:10.1061/(ASCE)0733-9372(1987)113:1(167)

Eikebrokk, B., & Saltnes, T. (2001). Removal of natural organic matter (NOM) using different coagulants and lightweight expanded clay aggregate filters. *Water Science and Technology: Water Supply, 1*(2), 131-140. doi:10.2166/ws.2001.0030

Eikebrokk, B., & Saltnes, T. (2002). NOM removal from drinking water by chitosan coagulation and filtration through lightweight expanded clay aggregate filters. *Journal of Water Supply: Research and Technology-Aqua, 51*(6), 323-332. doi:10.2166/aqua.2002.0029

Emelko, M. B., Huck, P. M., & Coffey, B. M. (2005). A review of Cryptosporidium removal by granular media filtration. *Journal American Water Works Association, 97*(12), 101-+. doi:10.1002/j.1551-8833.2005.tb07544.x

Faust, S. D., & Aly, O. M. (1998). *Chemistry of water treatment*.

Flaten, T. P. (2001). Aluminium as a risk factor in Alzheimer's disease, with emphasis on drinking water. *Brain Research Bulletin, 55*(2), 187-196. doi:10.1016/s0361-9230(01)00459-2

Gao, B. Y., Hahn, H. H., & Hoffmann, E. (2002). Evaluation of aluminum-silicate polymer composite as a coagulant for water treatment. *Water Research, 36*(14), 3573-3581. doi:10.1016/s0043-1354(02)00054-4

Gebbie, P. (2001). *USING POLYALUMINIUM COAGULANTS IN WATER*

TREATMENT. Communication présentée à 64th Annual Water Industry Engineers and Operators' Conference, All Seasons International Hotel - Bendigo.

Gregory, D., Carlson, K., & Bellamy, W. (2004). *The Impact of Chemical Sequencing on Filtration Performance*.

Gregory, J., & Rossi, L. (2001). Dynamic testing of water treatment coagulants. *Water Science and Technology: Water Supply, 1*(4), 65-72. Tiré de Il y a une copie papier dans la salle des archives

Gupta, V. B., Anitha, S., Hegde, M. L., Zecca, L., Garruto, R. M., Ravid, R., . . . Jagannatha Rao, K. S. (2005). Aluminium in Alzheimer's disease: are we still at a crossroad? *Cell Mol Life Sci, 62*(2), 143-158. doi:10.1007/s00018-004-4317-3

Hanson, A. T., & Cleasby, J. L. (1990). The Effects of Temperature on Turbulent Flocculation: Fluid Dynamics and Chemistry. *Journal - American Water Works Association, 82*(11), 56-73. doi:10.1002/j.1551-8833.1990.tb07053.x

Hendricks, D. W. (2006). *Water Treatment Unit Processes: Physical and Chemical*.

https://www.filtralite.com/fr. (2019). https://www.filtralite.com/fr.

Ives, K. J., & Sholji, I. (1962). Research on variables affecting filtration. *Journal of the Sanitary Engineering Division, 91 (SA4)*, 1-18.

Jackson, G. E., & Letterman, R. D. (2009). Granular media filtration in water and wastewater treatment: Part 2∗. *C R C Critical Reviews in Environmental Control, 11*(1), 1-36. doi:10.1080/10643388009381684

Jarvis, P., Jefferson, B., Gregory, J., & Parsons, S. A. (2005). A review of floc strength and breakage. *Water Res, 39*(14), 3121-3137. doi:10.1016/j.watres.2005.05.022

Kawamura, S. (1975). Design and Operation of High-Rate Filters-Part 1. *American Water Works Association, 67(10),* 535-544.

Kawamura, S. (1991). Effectiveness of Natural Polyelectrolytes in Water Treatment. *American Water Works Association, Vol. 83, No. 10*, pp. 88-91 (84 pages).

Kawamura, S. (2000). *Integrated design and operation of water treatment facilities (Second Edition)*. New York, USA.

Kazza, S. (2015). *OPTIMISATION DE LA FILTRATION DIRECTE AUX USINES ATWATER ET CHARLES-J. DES BAILLETS.* (ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL, Montréal, Canada).

Krasner, S. W., Mitch, W. A., McCurry, D. L., Hanigan, D., & Westerhoff, P. (2013). Formation, precursors, control, and occurrence of nitrosamines in drinking water: a review. *Water Res, 47*(13), 4433-4450. doi:10.1016/j.watres.2013.04.050

Lang, J. S., Giron, J. J., Hansen, A. T., Trussell, R. R., & Hodges Jr., W. E. (1993). Investigating filter performance as a function of the ratio of filter size to media size. *American Water Works Association, 85(10),* 122-130.

Letterman, R. D., Sama, R. R., & DiDomenico, E. J. (1979). Direct Filtration Using Polyelectrolyte Coagulants. *American Water Works Association, 71 (6),* 332-338.

Leu, R.-J., & Ghosh, i. M. (1988). Polyelectrolyte Characteristics and Flocculation. *Journal - American Water Works Association, 80*(4), 159-167. doi:10.1002/j.1551-8833.1988.tb03021.x

Licsko, I. (1997). Realistic coagulation mechanisms in the use of aluminium and iron(III) salts. *Water Science and Technology, 36*(4). doi:10.1016/s0273-1223(97)00426-5

Liu, L., Wang, Y., Craik, S., James, W., Shu, Z., Narain, R., & Liu, Y. (2019). Removal of Cryptosporidium surrogates in drinking water direct filtration. *Colloids Surf B Biointerfaces, 181,* 499-505. doi:10.1016/j.colsurfb.2019.05.065

Logsdon, G. S., Symons, J. M., Hoye, R. L., & Arozarena, M. M. (1981). Alternative filtration methods for removal of Giardia

cysts and cyst models. *Journal - American Water Works Association, 73*(2), 111-118. doi:10.1002/j.1551-8833.1981.tb04655.x

Matsui, Y., Yuasa, A., Furuya, Y., & Kamei, T. (1998). Dynamic analysis of coagulation with alum and PACl. *Journal - American Water Works Association, 90*(10), 96-106. doi:10.1002/j.1551-8833.1998.tb08522.x

McCurdy, K., Carlson, K., & Gregory, D. (2004). Floc morphology and cyclic shearing recovery: comparison of alum and polyaluminum chloride coagulants. *Water Res, 38*(2), 486-494. doi:10.1016/j.watres.2003.10.005

McLellan, N. L., McLeod, J., & Emelko, M. B. (2011). *"Wall effects" during filtration investigations: Reconsideration of column-diameter to collector-diameter ratio recommendations when conducting colloid transport studies*.

MELCC, M. d. l. E. e. d. l. L. c. l. C. C. (2019). *Guide de conception des installations de protection d'eau potable*

Mikol, A., Fitzpatrick, C. S. B., Chipps, M. J., Steele, M. E. J., & Bayley, R. G. W. (2007). Novel dual media combination for drinking water treatment. *Water Science and Technology: Water Supply, 7*(5-6), 131-139. doi:10.2166/ws.2007.148

Mitrouli, S. T., Karabelas, A. J., Yiantsios, S. G., & Kjølseth, P. A. (2009). New granular materials for dual-media filtration of seawater: Pilot testing. *Separation and Purification Technology, 65*(2), 147-155. doi:10.1016/j.seppur.2008.10.041

Mitrouli, S. T., Yiantsios, S. G., Karabelas, A. J., Mitrakas, M., Føllesdal, M., & Kjolseth, P. A. (2008). Pretreatment for desalination of seawater from an open intake by dual-media filtration: Pilot testing and comparison of two different media. *Desalination, 222*(1-3), 24-37. doi:10.1016/j.desal.2007.02.062

Monscvitz, J. T., Rexing, D. J., Williams, R. G., & Heckler, J. (1978). Some Practical Experience in Direct Filtration. *American Water Works Association, 70 (10)*, 584-588. Tiré de https://www.jstor.org/stable/41269339

Morfesis, A., Jacobson, A. M., Frollini, R., Helgeson, M., Billica, J., & Gertig, K. R. (2009). Role of Zeta (ζ) Potential in the Optimization of Water Treatment Facility Operations. *Industrial & Engineering Chemistry Research, 48*(5), 2305-2308. doi:10.1021/ie800524x

Ngo, H. H., Vigneswaran, S., & Dharmappa, H. B. (1995). Optimization of Direct Filtration: Experiments and Mathematical Models. *Environmental Technology, 16*(1), 55-63. doi:10.1080/09593331608616245

Nilsson, R. (1992). Residual aluminium concentration in drinking water after treatment with aluminium or iron salts or apatite health aspects.

O'Melia, C. R. (1969). A review of the coagulation process. *Public Works, 100(5)*, pp 87-98.

O'Melia, C. R. (1974). The role of polyelectrolytes in filtration processes.

Packham, R. F. (1962). The coagulation process. I. Effect of pH and the nature of the turbidity. doi:10.1002/jctb.5010121207

Padhye, L., Luzinova, Y., Cho, M., Mizaikoff, B., Kim, J. H., & Huang, C. H. (2011). PolyDADMAC and dimethylamine as precursors of N-nitrosodimethylamine during ozonation: reaction kinetics and mechanisms. *Environ Sci Technol, 45*(10), 4353-4359. doi:10.1021/es104255e

Patania, N. L., Jacangelo, J. G., Cummings, L., Wilczak, A., Riley, K., Oppenheimer, J., & Watson, M. (1995). *Optimization of Filtration for Cyst Removal*: American Water Works Association Research Foundation

American Water Works Association.

Pernitsky, D. J., Cantwell, R. E., Murphy, E., Paradis, N., Boutilier, J., & Bache, G. (2011). Use Zeta Potential to Improve Direct Filtration Operation. *Opflow, 37*(2), 20-23. doi:10.1002/j.1551-8701.2011.tb03064.x

Phillip D., D. (2012). *Alternative filter media in rapid gravity filtration of potable water.* (Architecture, Building and Civil Engineering).

Québec, C. d. e. e. a. e. d. (2013). *Détermination des métaux extractibles à l'état de trace en conditions propres dans l'eau : méthode par spectrométrie de masse à source ionisante au plasma d'argon, MA. 203 – Mét.Tra. ext. 1.0*. Ministère du Développement durable de l'Environnement et de la Lutte contre les changements climatiques du Québec.

Rebhun, M., Fuhrer, Z., & Adin, A. (1984). Contact flocculation–filtration of humic substances. *Water Res, 18 (8)*, 963–970.

Robert G. Miller, F. C. K., Keith C. Kelty, Judy A. Stober and, & Ulmer, N. S. (1984). The Occurrence of Aluminum in Drinking Water. *(American Water Works Association, Vol. 76, No. 1*, pp. 84-91. Tiré de https://www.jstor.org/stable/41271822

Saltnes, T. (2002). *Contact filtration of humic waters in expanded clay aggregate filters* (Norwegian University of Science and Technology, Trondheim, Norway).

Saltnes, T., Eikebrokk, B., & Ødegaard, H. (2002). Contact filtration of humic waters: performance of an expanded clay aggregate filter (Filtralite) compared to a dual anthracite/sand filter. *Water Science and Technology: Water Supply, 2*(5-6), 17-23. doi:10.2166/ws.2002.0145

Saltnes, T., Ødegaard, H., & Eikebrokk, B. (2002). Coagulation optimisation for NOM removal by direct filtration in clay aggregate filters. *Journal of Water Supply: Research and Technology-Aqua, 51*(2), 125-134. doi:10.2166/aqua.2002.0010

Santé Canada. (1998). *Aluminium*.

Santé Canada. (2011). *Recommandations pour la qualité de l'eau potable au Canada- Document technique- N-Nitrosodiméthylamine (NDMA)*. Ottawa (Ontario)

Santé Canada. (2019a). *L'aluminium dans l'eau potable : Document technique pour consultation*. Ottawa:

Santé Canada. (2019b). *Recommandations pour la qualité de l'eau potable au Canada : document technique – la turbidité*. Ottawa:

Schreiber, I. M., & Mitch, W. A. (2006). Nitrosamine formation pathway revisited: the importance of chloramine speciation and dissolved oxygen. *Environ Sci Technol, 40*(19), 6007-6014. doi:10.1021/es060978h

Srinivasan, P. T., Viraraghavan, T., & Subramanian, K. S. (1999). Aluminium in drinking water: An overview. *Water SA Vol. 25 No. 1*, 47-56.

Tate, C. H., Lang, J. S., & Hutchinson, H. L. (1977). Pilot Plant Tests of Direct Filtration. *American Water Works Association, 69 (7)*, 379-384. Tiré de https://www.jstor.org/stable/41268993

Tchio, M., Koudjonou, B., Desjardins, R., Gadbois, A., & Prévost, M. (2003). Evaluation of the impact of design and operation parameters on direct filtration. *NRC Research Press*.

Tien, C., & Payatakes, A. C. (1979). Advances in deep bed filtration. *AIChE J., 25 (5)*, 737-759.

Trussell, R. R., Trussell, A. R., Lang, J. S., & Tate, C. H. (1980). Recent developments in filtration system design. *Journal - American Water Works Association, 72*(12), 705-710. doi:10.1002/j.1551-8833.1980.tb04617.x

Van Benschoten, J. E., & Edzwald, J. K. (1990). Chemical aspects of coagulation using aluminum salts—I. Hydrolytic reactions of alum and polyaluminum chloride. *Water Research, 24*(12), 1519-1526. doi:10.1016/0043-1354(90)90086-l

Vigneswaran, S., & Chang, J. S. (1989). Experimental testing of mathematical models describing the entire cycle of filtration. *Water Research, 23*(11), 1413-1421. doi:10.1016/0043-1354(89)90081-x

Wagner, E. G., & Hudson, H. E. (1982). Low-dosage high-rate direct filtration. *Journal - American Water Works Association, 74*(5), 256-261. doi:10.1002/j.1551-8833.1982.tb04905.x

Wang, D., Tang, H., & Gregory, J. (2002). Relative importance of charge neutralization and precipitation on coagulation of Kaolin with PACI: effect of sulfate ion. *Environ Sci Technol, 36*(8), 1815-1820. doi:10.1021/es001936a

Wang, W. Z., & Hsu, P. H. (1994). The nature of polynuclear OH–Al complexes in laboratory hydrolysed and commercial hydroxyaluminum solutions. *Clay Clay Miner, 42*, 356-368.

Wang, Y., Gao, B. Y., Xu, X. M., Xu, W. Y., & Xu, G. Y. (2009). Characterization of floc size, strength and structure in various aluminum coagulants treatment. *J Colloid Interface Sci, 332*(2), 354-359. doi:10.1016/j.jcis.2009.01.002

Werner Stumm, J. J. M. a. A. P. B. (1962). *American Water Works Association, Vol. 54, No. 8* pp.

971-994. Tiré de https://www.jstor.org/stable/41257261

World Health Organization. (2017). *Guidelines for drinking-water quality: Fourth Edition Incorportating The First Addendum*. Geneva, Switzerland:

Wu, X., Ge, X., Wang, D., & Tang, H. (2007). Distinct coagulation mechanism and model between alum and high Al13-PACl. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects, 305*(1), 89-96. doi:10.1016/j.colsurfa.2007.04.046

Wu, X., Ge, X., Wang, D., & Tang, H. (2009). Distinct mechanisms of particle aggregation induced by alum and PACl: Floc structure and DLVO evaluation. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects, 347*(1), 56-63. doi:10.1016/j.colsurfa.2008.12.005

Yan, M., Wang, D., Qu, J., He, W., & Chow, C. W. (2007). Relative importance of hydrolyzed Al(III) species (Al(a), Al(b), and Al(c)) during coagulation with polyaluminum chloride: a case study with the typical micro-polluted source waters. *J Colloid Interface Sci, 316*(2), 482-489. doi:10.1016/j.jcis.2007.08.036

Ye, C., Wang, D., Shi, B., Yu, J., Qu, J., Edwards, M., & Tang, H. (2007). Alkalinity effect of coagulation with polyaluminum chlorides: Role of electrostatic patch. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects, 294*(1), 163-173. doi:10.1016/j.colsurfa.2006.08.005

Yeh, H.-H., & Ghosh, i. M. (1981). Selecting polymers for direct filtration. *Journal - American Water Works Association, 73*(4), 211-218. doi:10.1002/j.1551-8833.1981.tb04682.x

Zarchi, I., Friedler, E., & Rebhun, M. (2013). Polyaluminium chloride as an alternative to alum for the direct filtration of drinking water. *Environ Technol, 34*(9-12), 1199-1209. doi:10.1080/09593330.2012.743594

Zhu, H., Smith, D. W., Zhou, H., & Stanley, S. J. (1996). Improving removal of turbidity causing materials by using polymers as a filter aid. *Water Research, 30*(1), 103-114. doi:10.1016/0043-1354(95)00097-5

Zouboulis, A., Traskas, G., & Samaras, P. (2008). Comparison of efficiency between poly-aluminium chloride and aluminium sulphate coagulants during full-scale experiments in a drinking water treatment plant. *Separation Science and Technology, 43*(6), 1507-1519. doi:10.1080/01496390801940903

ANNEXE A.1 : SÉQUENE DE LAVAGE DES FILTRES

Tableau A- 1 : Séquence de lavage des filtres au pilote.

Échelle	Nom de l'étape	Temps (s)*	Submergence (mm)**	Vitesse (m/h)	Volume (L)	Commentaires
Usine	1. Post-filtration	800	700	*n.a.*	*n.a.*	Arrêt de l'alimentation du filtre pour abaissement de niveau. Envoi de l'eau filtrée vers la réserve.
	2. Vidange à l'égout	400	550	*n.a.*	*n.a.*	Abaissement jusqu'à la goulotte. Envoi de l'eau filtrée vers l'égout.
	3. Post-vidange	120	500	*n.a.*	*n.a.*	Abaissement une fois sous les goulottes de lavage. Envoi de l'eau filtrée vers l'égout par le fond de filtre.
	4. Lavage (air)	180	*n.a.*	24,6	*n.a.*	-
	5. Lavage (eau)	600	*n.a.*	15	*n.a.*	-
	6. Remplissage	2000	1800	*n.a.*	*n.a.*	-
	7. Préfiltration	900	760	*n.a.*	*n.a.*	-
	8. Remplissage	2000	1800	*n.a.*	*n.a.*	-
Unité mobile du CREDEAU	1. Abaissement	n.a.	440	*n.a.*	25	Consolidation des étapes 1 à 3 (Séquence usine)
	2. Lavage (air)	180	*n.a.*	24,6	*n.a.*	-
	3. Lavage (eau)	600	*n.a.*	15	*n.a.*	-
	4. Repos	2000	1830	*n.a.*	*n.a.*	Aucun remplissage n'est requis, car trop plein = sortie d'eau de lavage
	5. Préfiltration	900	1830	4,1	18	L'alimentation du filtre ne peut être interrompue comme à l'usine lors de la préfiltration
	6. Repos (en fonction depuis le 21 mars 2019)	2000	1830	*n.a.*	*n.a.*	Aucun remplissage n'est requis. Cette période de repos est utilisée pour imiter le 2e remplissage.

*Consigne usine de temps maximal pour chacune des étapes de la séquence de lavage. **Selon la consigne de niveau de l'usine à la fin de l'étape.