

Titre: Couplage de la filtration granulaire aux résines échangeuses d'ions
Title: pour le traitement des eaux de surface des petites communautés

Auteur: Erika Deziel
Author:

Date: 2013

Type: Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

Référence: Deziel, E. (2013). Couplage de la filtration granulaire aux résines échangeuses d'ions pour le traitement des eaux de surface des petites communautés [Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal]. PolyPublie.
Citation: <https://publications.polymtl.ca/1242/>

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

URL de PolyPublie: <https://publications.polymtl.ca/1242/>
PolyPublie URL:

Directeurs de recherche: Benoit Barbeau
Advisors:

Programme: Génie civil
Program:

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

COUPLAGE DE LA FILTRATION GRANULAIRE AUX RÉSINES
ÉCHANGEUSES D'IONS POUR LE TRAITEMENT DES EAUX DE SURFACE
DES PETITES COMMUNAUTÉS

ERIKA DEZIEL

DÉPARTEMENT DES GÉNIES CIVIL, GÉOLOGIQUE ET DES MINES
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION
DU DIPLÔME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES
(GÉNIE CIVIL)
AOÛT 2013

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé:

COUPLAGE DE LA FILTRATION GRANULAIRE AUX RÉSINES
ÉCHANGEUSES D'IONS POUR LE TRAITEMENT DES EAUX DE SURFACE
DES PETITES COMMUNAUTÉS

Présenté par : DEZIEL Erika

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

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

M. COMEAU Yves, Ph.D., président

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

M. JANELLE André, B.Sc., membre

DÉDICACE

C'est dans les petits pots qu'on trouve les meilleurs onguents

-Ma mère, qui m'a toujours soutenue

et grâce à qui je n'ai jamais lâché

REMERCIEMENTS

Je tiens tout d'abord à remercier Benoit Barbeau, mon directeur de recherche qui a su m'inspirer dans son cours sur le traitement de l'eau potable, ce qui m'a permis de continuer à la maîtrise. Malgré sa sabbatique répartie sur les 2 années de ma maîtrise (à croire qu'il l'a fait exprès) il a toujours été présent dans mes moments de doutes. J'ai beaucoup apprécié la confiance qu'il accorde à ses élèves et la latitude qu'il nous donne pour avancer dans nos projets.

Ensuite, je voudrais remercier les techniciens et les associés de recherche qui m'ont été indispensables, tout particulièrement Mireille Blais qui a carrément pris en charge mon pilote pour me laisser rédiger mon mémoire.

Je dois aussi absolument remercier Valentin Pfeiffer, mon amour, qui a l'extraordinaire manie de tout remettre en question. Ça m'a permis de mettre les choses en perspective, de me questionner sur la validité de mes hypothèses mais surtout, d'améliorer mes connaissances. J'ai perdu quelques paris mais gagné énormément de savoir en retour. Merci surtout d'avoir relu mon mémoire AVEC commentaires, bien entendu! J'aurais eu beaucoup de difficulté à passer au travers de ces aller-retour jusqu'à Laval pendant 2 ans sans savoir que tu m'attendais au bureau.

Par la suite, je me dois de remercier ma famille. Mes parents m'ont toujours encouragé et je sais depuis que j'ai 5 ans environ que j'allais aller à l'université! Ma mère aurait bien aimé me voir faire un doctorat mais bon, elle saura se contenter d'une maîtrise. Merci aussi à ma sœur Justine, avec qui je passe toujours de bons moments malgré une journée de laboratoire à regarder défiler des particules à l'écran. Merci aussi à mon autre sœur Nadine et à mon frère Simon pour le support moral.

Finalement, j'aimerais remercier Laurent Oigny que j'ai toujours appelé et que j'appellerai toujours Larry. Après 6 ans d'université ensemble, je crois qu'on peut dire qu'on a bien travaillé! Je voudrais aussi remercier les gens de la Chaire, le personnel de l'usine de traitement de Ste-Rose qui m'ont ouvert la porte environ 140 fois! Un gros merci aussi à Mohammad Mehdi Bazri et toute l'équipe de UBC pour les résultats de résines, le RES'EAU WATERNET pour le financement de mon projet et tous les partenaires de la Chaire.

RÉSUMÉ

Le traitement des eaux de surface peut constituer un vrai défi, surtout pour les petits systèmes de traitement. La présence de matière organique dissoute peut présenter un risque de formation de sous-produits de désinfection lorsque l'eau est chlorée. Ces sous-produits de désinfection peuvent être nocifs pour la santé. C'est pourquoi le Ministère du développement durable, de l'environnement, de la faune et des Parcs (MDDEFP) du Québec a émis une norme sur les deux principaux composés, soient les trihalométhanes (THM) et les acides halo-acétiques (AHA). Comme les petites communautés (moins de 3000 habitants) possèdent souvent des systèmes de traitement qui ne permettent pas de rencontrer les nouvelles normes quant à la qualité de l'eau potable, il est important de trouver des procédés alternatifs qui sont efficaces, peu couteux et faciles à opérer. L'étude du couplage de la filtration granulaire aux résines échangeuses d'ions a été réalisée afin de vérifier l'applicabilité et les performances d'un tel procédé pour le traitement d'une eau de surface.

Dans un premier temps, des essais de filtration granulaire ont été faits en eau chaude et en eau froide. Au total, dix configurations différentes ont été testées dans le but de déterminer l'effet de la vitesse superficielle, de la granulométrie et des médias filtrants sur les performances en termes d'abattement de matière particulaire et dissoute. Trois vitesses superficielles ont été utilisées, soient 2, 5 et 10 m/h. De plus, deux granulométries ont été testées : une granulométrie standard avec du charbon actif en grain de 1,17 mm de diamètre effectif et du sable de 0,36 mm de diamètre effectif et une granulométrie fine avec du charbon actif en grain de 0,63 mm et du sable de 0,2 mm de diamètre effectif. Deux configurations de filtres ont aussi été comparées : un filtre bicouche (CAG et sable standard) et un filtre tricouche (CAG et sable standard avec de l'ilmenite 0,2 mm). Pour vérifier l'effet du média filtrant, un filtre avec du charbon actif en grain a été comparé à un filtre avec de l'anthracite.

Les résultats ont montré que l'augmentation de la vitesse superficielle diminue les performances d'abattement et la durée des cycles de filtration. Cependant, une vitesse de 5 m/h représente un bon compromis entre la qualité, la production d'eau et la durée de cycle. Quant à la granulométrie, un diamètre effectif plus faible permet d'améliorer un peu les performances au détriment de la durée de cycle. Une granulométrie standard est donc recommandée. De plus, le

charbon actif en grain testé, même épuisé en adsorption, a été plus efficace que l'anthracite dans un filtre bicouche. Finalement, il est préférable d'utiliser un filtre tricouche à 5 m/h car ses performances et sa robustesse sont supérieures à celles d'un filtre bicouche. Une vitesse superficielle plus élevée pourrait être utilisée lorsque la qualité de l'eau est bonne, par exemple lorsque la turbidité de l'eau brute est inférieure à 5 UTN.

Pour les résines échangeuses d'ions, un système alimenté avec de l'eau brute a été opéré en parallèle à un système alimenté avec de l'eau traitée par un filtre granulaire tricouche opéré à 5 m/h. Le système couplé au filtre granulaire s'est révélé être plus efficace que le système alimenté avec de l'eau brute, qui a rencontré de nombreux problèmes opérationnels. Le procédé couplé a permis d'obtenir un COT toujours inférieur à 3 mg/L et très souvent inférieur à 2 mg/L. De plus, l'augmentation du débit volumique de 8 BV/h à 16 BV/h n'a eu que de faibles répercussions sur l'abattement de carbone organique total. Cependant, la diminution du débit de 8 BV/h à 3,7 BV/h a permis d'améliorer les performances de la résine. Plus de données auraient été nécessaires pour faire une recommandation finale par rapport au débit volumique optimal à utiliser.

ABSTRACT

Surface water treatment can be very difficult, especially for small systems. Because of the great amount of dissolve organic matter, when chlorine is used for disinfection, there is a risk to produce disinfection by-products that can be harmful for the health. Two of the most commons disinfection by-products, trihalomethanes (THM) and halo-acetic acids (HAA), have been standardized by the environmental department in Quebec (MDDEFP). Since they are a lot of small communities (3000 people or less) in Canada that have inadequate treatment systems, it is important to find new process that are efficient, reliable and easy to operate at low cost. The study of granular filtration followed by ion-exchange resins was done in order to determine its applicability and performance for the treatment of raw surface water.

Granular filtration was tested in warm and cold water conditions. Ten different configurations were tested to see the effects of velocity, media type and media size on the treated water quality. Three velocities were tested: 2 m/h, 5 m/h and 10 m/h. Also, media size was separated in two types: standard size meaning granular activated carbon with an effective size of 1,17 mm and sand with an effective size of 0,36 mm and, small size meaning granular activated carbon of 0,63 mm and sand of 0,2 mm. Two configurations of filters were also tested: dual-media (standard size GAC and sand) and triple-media filters (standard size GAC and sand with ilmenite (0,2 mm)). Finally, to verify the effect of media type, an anthracite filter with sand was compared to a GAC filter with sand.

It has been found that raising the velocity causes a performance decrease in terms of particles and turbidity removal. However, a 5 m/h velocity seemed to be a good compromise between filtered water quality, water production and cycle length. For media size, the use of smaller media resulted in a small increase of filter performance, but not enough to justify the shorter cycle length. Therefore, standard size media is recommended. Also, granular activated carbon outperformed anthracite for every measured parameter. Finally, triple-media filter is recommended over dual-media filters because of the robustness and the better performance.

For ion-exchange resin trials, two systems were operated in parallel. The first was fed with raw water and the second one with the water produced from a triple-media filter with a velocity of 5m/h. The system operated with a pre-treatment was more efficient than the system fed with raw

water. Many operational problems occurred with that last system because of the higher particular load. The resin system fed with filtered water produced a water with a total organic carbon concentration below 3 mg/L and mostly below 2 mg/L. Flow trials with resins were conducted at 3,7 BV/h, 8 BV/h and 16 BV/h. The normal operational flow was 8 BV/h. There was no significant impact when the flow was raised to 16 BV/h. However, there was a notable improvement of total organic carbon removal with a flow of 3,7 BV/h. More data was needed to base a recommendation on flow for the resins systems.

TABLE DES MATIÈRES

DÉDICACE.....	iii
REMERCIEMENTS	iv
RÉSUMÉ.....	v
ABSTRACT	vii
TABLE DES MATIÈRES	ix
LISTE DES TABLEAUX.....	xiv
LISTE DES FIGURES.....	xv
LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS	xix
LISTE DES ANNEXES.....	xx
INTRODUCTION.....	1
CHAPITRE 1 REVUE DE LITTÉRATURE	3
1.1 Filtration granulaire.....	3
1.1.1 Théorie de la filtration.....	3
1.1.1.1 Types de filtration et taille des particules.....	3
1.1.1.2 Modèle de la filtration colloïdale en milieu granulaire	4
1.1.1.3 Critères de conception d'un filtre.....	8
1.1.1.4 Types de matériaux filtrants.....	10
1.1.1.5 Pertes de charge.....	12
1.1.2 Filtration directe	15
1.1.2.1 Filtration lente	15
1.1.2.2 Filtres multimédia	17
1.1.3 Rétro-lavages.....	19

1.1.3.1	Théorie	19
1.1.3.2	Séquences de lavage.....	22
1.1.3.3	Effet du mélange des couches d'un filtre multi-médias	24
1.2	Résines échangeuses d'ions	27
1.2.1	Types de résines	27
1.2.1.1	Structure et groupes fonctionnels.....	27
1.2.1.2	Fonctionnement.....	29
1.2.1.3	Comparaison des résines pour l'abattement de COD.....	32
1.2.2	Mise en contact.....	33
1.2.2.1	Configuration du contacteur de résines	33
1.2.2.2	Combinaisons de résines	35
1.2.2.3	Paramètres d'opération.....	36
1.2.3	Régénération.....	37
1.2.3.1	Séquence de lavage	37
1.2.3.2	Traitements des eaux de rejets	39
1.3	Objectifs et hypothèses de recherche	40
1.3.1	Objectifs	41
1.3.2	Hypothèses de recherche	41
CHAPITRE 2	MÉTHODOLOGIE	43
2.1	Plan expérimental	43
2.1.1	Pilote de filtration granulaire.....	43
2.1.1.1	Description du montage	44
2.1.1.2	Phase 1 : été 2012.....	46

2.1.1.3	Phase 2 : Automne 2012 et hiver 2013	47
2.1.1.4	Phase 3 : février à avril 2013.....	47
2.1.2	Pilote du procédé couplé (filtre granulaire et résines échangeuses d'ions).....	48
2.1.2.1	Filtre granulaire	48
2.1.2.2	Systèmes d'échange d'ions	49
2.1.2.3	Étape de désinfection	50
2.2	Suivi du procédé pilote.....	51
2.2.1	Suivi du pilote de filtration granulaire	51
2.2.1.1	Échantillonnage.....	51
2.2.1.2	Protocole de lavage des colonnes de filtration	53
2.2.2	Suivi du pilote du procédé couplé	54
2.2.2.1	Échantillonnage.....	54
2.2.2.2	Protocole de lavage du filtre tricouche.....	55
2.3	Analyses en laboratoires.....	55
2.3.1	Analyses de particules	55
2.3.1.1	Protocole.....	56
2.3.2	Turbidité.....	57
2.3.3	Absorbance UV à 254 nm	57
2.3.4	Carbone organique total, dissous et biodégradable	57
2.3.4.1	Protocole.....	58
2.3.5	Contrôle qualité	59
2.4	Analyses statistiques	59
CHAPITRE 3	RÉSULTATS DE FILTRATION EN EAU CHAUDE	61

3.1	Présentations des résultats	61
3.1.1	Abattement de la matière particulaire	61
3.1.1.1	Analyses de particules et de turbidité.....	61
3.1.1.2	Pertes de charge et durée de cycle.....	63
3.1.2	Abattement de la matière organique dissoute	64
3.2	Analyse mécanistique des résultats	67
3.2.1	Performances du filtre	67
3.2.2	Pertes de charge	70
3.3	Conclusions préliminaires	71
CHAPITRE 4 RÉSULTATS DE FILTRATION EN EAU FROIDE		72
4.1	Présentation des résultats à 2 m/h	72
4.1.1	Abattement de la matière particulaire	72
4.1.1.1	Analyses de particules et de turbidité.....	72
4.1.1.2	Pertes de charges et durées de cycle.....	74
4.1.2	Abattement de la matière organique dissoute	75
4.2	Présentation des résultats à 5 m/h	77
4.2.1	Abattement de la matière particulaire	77
4.2.1.1	Analyses de particules et de turbidité.....	77
4.2.1.2	Pertes de charges et durées de cycle.....	79
4.2.2	Abattement de la matière organique dissoute	80
4.3	Analyse mécanistique des résultats	82
4.3.1	Performances des filtres	82
4.3.2	Étude du mélange des médias aux interfaces	85

4.4	Conclusions préliminaires	88
CHAPITRE 5	RÉSULTATS DU PROCÉDÉ COUPLÉ	89
5.1	Performance globale du procédé	89
5.1.1	Filtration granulaire	89
5.1.2	Résines échangeuses d'ions	92
5.2	Effet de la charge particulaire	95
5.3	Effet du débit	96
5.4	Effet de la régénération	99
DISCUSSION	101	
CONCLUSION	106	
BIBLIOGRAPHIE	107	
ANNEXES	111	

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1.1 : Paramètres adimensionnels intervenant dans l'équation de l'efficacité du contact avec un collecteur unique (Tufenkji & Elimelech, 2004)	6
Tableau 1.2: Caractéristiques des différents types de filtres à sable (Kawamura, 2000).....	10
Tableau 1.3 : Valeurs recommandées pour k_v et k_l (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005)	13
Tableau 1.4 : Qualité de l'eau brute pour un procédé de filtration lente (Baruth, 2005).....	16
Tableau 1.5 : Densités et masses volumiques apparentes de divers médias filtrants (Anthrafilter, 2003a; Cleasby & Woods, 1975; Kawamura, 2000).....	26
Tableau 1.6 : Groupes fonctionnels (Janelle, 2012; Montgomery Watson Harza (MWH), 2005)	28
Tableau 1.7 : Normes de rejets pour certains composés (Ministère du Développement Durable de l'Environnement de la Faune et des Parcs du Québec (MDDEFP), 2009)	39
Tableau 2.1 : Configurations de filtres de la phase 1	46
Tableau 2.2 : Configurations de filtres de la phase 2	47
Tableau 2.3: Prises d'échantillonnage et profondeur équivalente dans le média	52
Tableau 3.1: Durées de cycle pour les quatre configurations de filtres	64
Tableau 3.2 : Nombre de Reynolds pour les différentes configurations	68
Tableau 4.1 : Calcul de la masse volumique apparente des médias filtrants	87
Tableau 5.1 : Caractérisation de l'eau brute et de l'eau filtrée.....	91
Tableau 5.2: Précurseurs de THM et de AHA	94
Tableau 5.3 : T-Test pour les résultats de CODB en eau froide	113
Tableau 5.4 : T-Test pour les résultats de particules en eau froide à 5 m/h	113
Tableau 5.5: T-Test pour les résultats de COD en eau froide à 5 m/h	113
Tableau 5.6 : T-Test pour les résultats de CODB en eau froide à 5 m/h	113

LISTE DES FIGURES

Figure 1.1 : Taille des composés présents dans l'eau et les procédés qui les retiennent (Desclaux & Remigy, 2007).....	4
Figure 1.2 : Mécanismes de transport d'une particule dans un filtre (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005).....	5
Figure 1.3 : Ratios L/d en fonction de la porosité du média (Baruth, 2005).....	10
Figure 1.4 : Développement des pertes de charges négatives dans un filtre (Beverly, 2005).....	15
Figure 1.5 : Exemple de filtration en profondeur (Hirs, 1980)	18
Figure 1.6 : Coefficient de traînée en fonction du nombre de Reynolds (Fischer, Stolze-Rybczynski, Davis, Cui, & Money, 2010)	21
Figure 1.7 : Débits d'eau de lavage pour une expansion de 40% à 20°C (Kawamura, 2000).....	22
Figure 1.8 : Exemple de pales pour le lavage air-eau simultané (Scholten & Young, 1982)	24
Figure 1.9 : Masse volumique apparente en fonction du débit de fluidisation (Cleasby & Woods, 1975).....	26
Figure 1.10 : Fonctionnement d'une résine cationique (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005).....	30
Figure 1.11 : Stoechiométrie de l'échange ionique avec une résine MIEX (Boyer & Singer, 2008)	31
Figure 1.12 : Essais d'enlèvement de matière organique avec différentes résines (Bazri, Rahmani, Imoberdorf, & Mohseni, 2012).....	33
Figure 1.13 : Système UPCORE (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005).....	34
Figure 1.14 : Système Bayer-Lewatit (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005)	35
Figure 2.1 : Schéma du montage des colonnes de filtration.....	45
Figure 2.2 : Pompes péristaltiques Figure 2.3 : Colonnes de filtration	45
Figure 2.4 : Schéma du procédé couplé	50

Figure 2.5 : Filtre tricouche	Figure 2.6 : Systèmes d'échange ionique.....	50
Figure 2.7 : Schéma du système d'analyse de particules.....		56
Figure 2.8 : Limites du diagramme à moustache (StatSoft Inc., 2011).....		60
Figure 3.1 : Résultats des analyses de particules et de turbidité en eau chaude.....		62
Figure 3.2 : Résultats d'abattement de particules et de turbidité en eau chaude		62
Figure 3.3 : Développement des pertes de charges pendant un cycle de filtration en eau chaude.		63
Figure 3.4: Mesures d'absorbances UV et d'abattement en eau chaude		65
Figure 3.5 : Mesures de COD et d'abattement en eau chaude.....		65
Figure 3.6 : Mesures de CODB et d'abattement en eau chaude		65
Figure 3.7 : Abattement de carbone organique réfractaire en fonction de l'UFRV		66
Figure 3.8 : Abattement de carbone organique dissous en fonction de l'UFRV		67
Figure 3.9 : Abattement de particules et coefficient de filtre en fonction de L/d		68
Figure 3.10 : Turbidité à l'eau filtrée en fonction de la qualité de l'eau brute.....		69
Figure 3.11 : Développement des pertes de charge dans un cycle en eau chaude		70
Figure 4.1 : Analyses de particules et de turbidité en eau froide à 2 m/h		72
Figure 4.2 : Abattement de particules et de turbidité en eau froide à 2 m/h		73
Figure 4.3 : Pertes de charges pour un cycle en eau froide à 2 m/h.....		74
Figure 4.4 : Mesures d'absorbance UV et d'abattement en eau froide (2 m/h)		75
Figure 4.5 : Mesure de COD et d'abattement en eau froide (2 m/h)		75
Figure 4.6 : Mesures de CODB et d'abattement en eau froide (2 m/h).....		76
Figure 4.7 : Évolution de l'abattement de COR en fonction de l'UFRV en eau froide.....		77
Figure 4.8 : Analyse de particules et de turbidité pour les filtres à 5 m/h.....		78
Figure 4.9 : Abattement de particules et de turbidité pour les filtres à 5 m/h		78

Figure 4.10 : Pertes de charges pour un cycle en eau froide à 5 m/h	79
Figure 4.11 : Suivi de la turbidité à l'eau brute en eau froide pendant les essais à 5 m/h	80
Figure 4.12 : Mesures d'absorbance UV et d'abattement en eau froide (5 m/h)	81
Figure 4.13 : Mesures de COD et d'abattement en eau froide (5 m/h).....	81
Figure 4.14 : Mesures de CODB et d'abattement en eau froide (5 m/h)	81
Figure 4.15 : Abattement de particules et coefficient de filtre en fonction du ratio L/d en eau froide à 2 m/h	83
Figure 4.16 : Abattement de particules et coefficient de filtre en fonction du ratio L/d en eau froide à 5 m/h	83
Figure 4.17 : Turbidité à l'eau filtrée en fonction de la turbidité à l'eau brute (eau froide, 2 m/h)	84
Figure 4.18 : Turbidité à l'eau filtrée en fonction de la turbidité à l'eau brute (eau froide, 5 m/h)	85
Figure 4.19 : Différentes interfaces entre les médias filtrants.....	86
Figure 4.20 : Essais de fluidisation pour l'ilmenite et le sable fin.....	86
Figure 5.1 : Suivi de la turbidité à l'eau brute	90
Figure 5.2 : Suivi de la turbidité à l'eau filtrée	90
Figure 5.3 : Suivi de la pression du filtre du procédé couplé.....	91
Figure 5.4 : Suivi du COT à l'eau brute et à l'eau filtrée	92
Figure 5.5 : Suivi du COT pour les systèmes IX-1 (eau brute) et IX-2 (eau filtrée)	92
Figure 5.6 : Turbidité et abattement de turbidité pour les configurations d'échange ionique	93
Figure 5.7 : Analyse de particules et abattement pour les configurations d'échange ionique.....	94
Figure 5.8 : Effet de la charge particulaire	96
Figure 5.9 : Effet du débit volumique sur l'abattement du COT	97
Figure 5.10 : Abattement de COT en fonction du nombre de bed volume pour trois différents débits volumiques.....	98

Figure 5.11 : Courbes d'élutions pour IX-1 et IX-2	99
Figure 5.12 : Turbidité à l'eau filtrée en fonction de la turbidité à l'eau brute inférieure à 10 UTN	103

LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

La liste des sigles et abréviations présente, dans l'ordre alphabétique, les sigles et abréviations utilisés dans ce mémoire ainsi que leur signification.

AHA	Acide halo-acétique
BV	<i>Bed volume</i>
CAG	Charbon actif en grain
CAS	<i>Chemical Abstracts Service</i>
COD	Carbone organique dissous
CODB	Carbone organique dissous biodégradable
COT	Carbone organique total
EBCT	<i>Empty bed contact time</i>
MDDEFP	Ministère du développement durable, de l'environnement, de la faune et des parcs
MIEX	<i>Magnetic ion exchange</i>
MON	Matière organique naturelle
Psi	<i>Pounds per square inch</i> (livres par pied carré)
PVC	Polychlorure de vinyle
SCADA	<i>Supervisory control and data acquisition</i>
THM	Trihalométhane
UCV	Unité de couleur vraie
UFRV	<i>Unit filter run volume</i>
USEPA	United States Environmental Protection Agency
UTN	Unité de turbidité néphélométrique
UV	Ultraviolet

LISTE DES ANNEXES

Annexe 1 - Tableau des substances normées dans les eaux de rejet	111
Annexe 2 - Table de conversion du degré de salinité	112
Annexe 3 - Résultats de T-Test.....	113

INTRODUCTION

Au Canada, plus de 80% des municipalités comptent moins de 5000 habitants (FCM, 2005). Selon l'USEPA (Environmental Protection Agency), un petit système de distribution d'eau doit desservir entre 501 et 3 300 personnes (Ford, 2004). De plus, plusieurs de ces municipalités ont des procédés qui sont plus ou moins efficaces et ne peuvent se permettre d'engager un opérateur à temps plein, ce qui restreint le choix de technologies à utiliser.

En 2007, 88% de ces systèmes étaient approvisionnés par des eaux de surface (Statistique Canada, 2011). Ce type d'eau contient beaucoup de matière organique naturelle dissoute qui doit être enlevée dans la filière de traitement. En effet, lorsque cette matière est en contact avec le chlore pendant l'étape de désinfection, il y a formation de sous-produits organochlorés (THM, AHA, etc.) qui sont néfastes pour la santé (Barbeau, 2007; Santé Canada, 2011). De plus, le ministère du développement durable, de l'environnement, de la faune et des parcs (MDDEFP) a publié une norme sur les THM et les AHA dans le règlement sur la qualité de l'eau potable (Ministère du Développement Durable de l'Environnement de la Faune et des Parcs du Québec (MDDEFP), 2012b). C'est pourquoi l'enlèvement de la matière organique représente un enjeu majeur pour les petits systèmes, tout comme le développement de systèmes de traitements efficaces, compacts, peu coûteux et faciles d'opération.

Plusieurs procédés physiques sont utilisés pour enlever la matière organique. Par contre, comme cette dernière est majoritairement dissoute, il faut souvent avoir recours à des procédés plus poussés ou encore aux produits chimiques comme les coagulants, qui peuvent être relativement dispendieux dépendamment de la dose utilisée. Une autre solution est le couplage de plusieurs technologies afin que chacune d'entre elles fasse une partie du traitement. La filtration granulaire fait partie des procédés physiques de traitement qui sont couramment utilisés en industrie. Dépendamment de la vitesse de filtration (rapide ou lente), un filtre granulaire permet d'enlever de la matière organique particulaire ainsi que de réduire la turbidité de l'eau (Prévost, 2008). Par contre, une grande partie de la matière organique est dissoute dans l'eau (Santé Canada, 2008), ce qui pose problème lors du traitement. C'est en partie l'utilité des procédés d'adsorption comme le charbon actif en grain ou en poudre et des résines échangeuses d'ions. Ces dernières sont souvent utilisées pour adoucir l'eau (enlever de la dureté, ions Ca^{2+} , Mg^{2+}) mais sont aussi utilisées pour enlever les composés dissous, les métaux lourds ainsi que l'azote (Prévost, 2008). Les résines

sont très efficaces pour enlever la matière organique dissoute. C'est pourquoi le couplage de la filtration granulaire et des résines échangeuses d'ions pourrait permettre l'enlèvement de la majorité de la matière organique se retrouvant dans les eaux de surface du Québec.

Le présent projet de recherche porte sur l'évaluation des performances d'un procédé couplant un filtre granulaire pressurisé à un système d'échange ionique. Dans un premier temps, une revue de la littérature sur ces deux procédés sera présentée, suivi de la méthodologie utilisée lors des essais. Par la suite, les résultats obtenus seront présentés et analysés pour finalement conclure en fonction des objectifs et des hypothèses de recherche.

CHAPITRE 1 REVUE DE LITTÉRATURE

Le présent projet de recherche portera sur l'étude d'un procédé couplant la filtration granulaire aux résines échangeuses d'ions. Il est donc primordial d'aborder ces deux thèmes plus en profondeur afin de faire ressortir les concepts théoriques, les applications existantes et les recommandations déjà en place. La revue de littérature suivante sera divisée en trois parties. La première portera sur la filtration granulaire, la seconde sur les résines échangeuses d'ions et la dernière sur les objectifs et les hypothèses du présent projet de recherche.

1.1 Filtration granulaire

La filtration granulaire est un procédé de traitement largement utilisé depuis plus d'un siècle dans le domaine du traitement de l'eau. Ce qui peut sembler comme un procédé relativement simple est en réalité assez complexe au niveau théorique et a été l'objet de nombreuses recherches dans le but de modéliser et de mieux comprendre les principes permettant de décrire la performance des filtres granulaires. Les sections suivantes décrivent les principaux concepts associés à la filtration granulaire.

1.1.1 Théorie de la filtration

1.1.1.1 Types de filtration et taille des particules

Le principe à la base de la filtration est d'utiliser un milieu granulaire à travers duquel l'eau circulera et qui permettra de retenir la matière en suspension. Pour mieux comprendre les concepts théoriques sur la filtration colloïdale, on peut visualiser la filtration comme l'interception d'une particule par un grain, ici appelé le collecteur. Il existe plusieurs types de filtration. La filtration granulaire est la plus connue car la plus anciennement utilisée en traitement des eaux. Il y a aussi les procédés de filtration membranaire qui sont classés en trois catégories : la microfiltration, l'ultrafiltration et la nanofiltration. Le système à utiliser dépend grandement du composé ciblé dans l'eau. La figure 1.1 montre la distribution de taille de différents éléments se retrouvant dans l'eau sur une échelle logarithmique ainsi que les procédés qui permettent de les enlever. Dans le Règlement sur la qualité de l'eau potable, 3 composés sont utilisés pour caractériser la qualité microbiologique de l'eau et pour définir le niveau de traitement d'une filière : les oocystes de *Cryptosporidium*, les kystes de *Giardia* et les virus

(Ministère du Développement Durable de l'Environnement de la Faune et des Parcs du Québec (MDDEFP), 2012b). L'enlèvement de ces micro-organismes pathogène est exprimé sur une échelle logarithmique, c'est-à-dire que si on atteint un abattement de 99,9% pour les virus, on obtient trois log d'enlèvement.

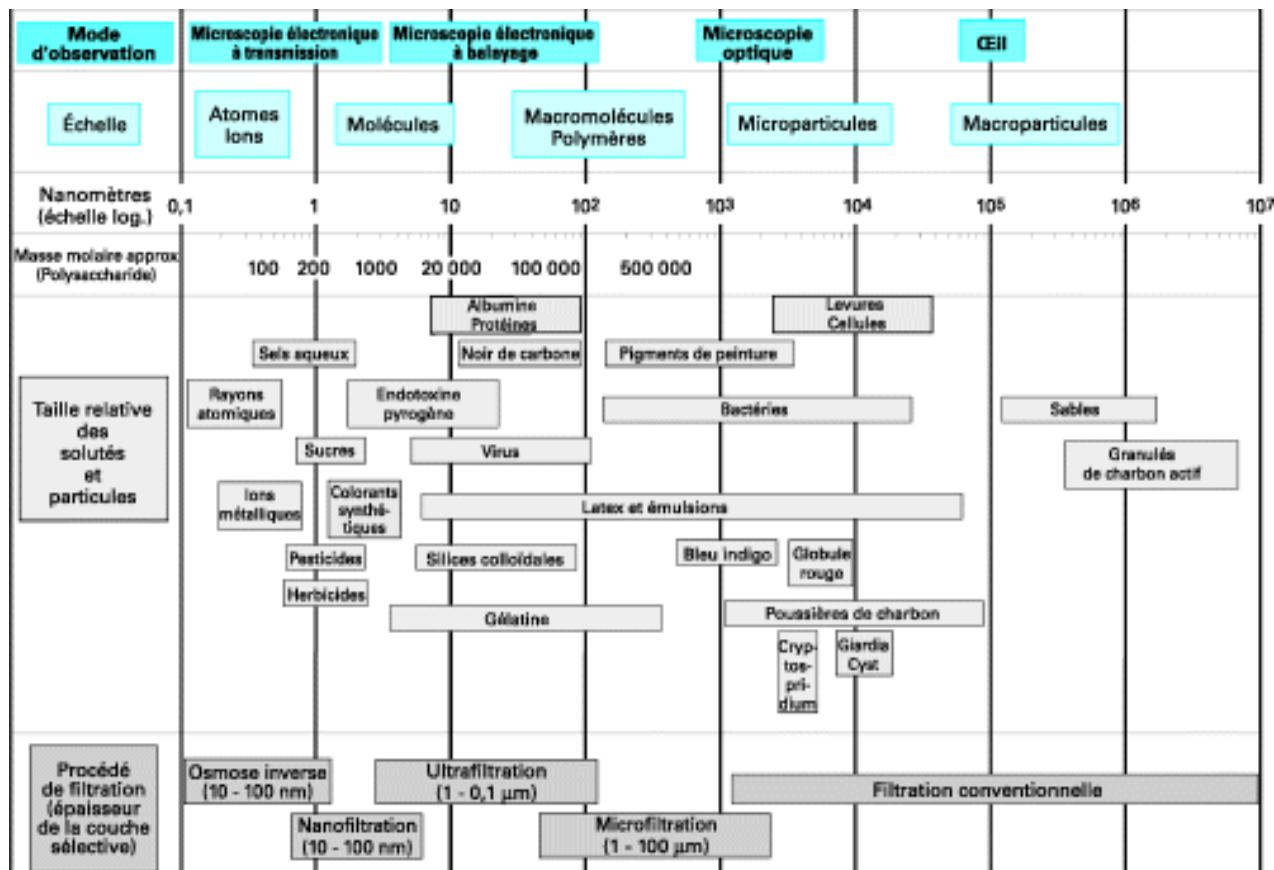


Figure 1.1 : Taille des composés présents dans l'eau et les procédés qui les retiennent (Desclaux & Remigy, 2007)

1.1.1.2 Modèle de la filtration colloïdale en milieu granulaire

Afin de mieux comprendre les processus d'enlèvement de particules par la filtration granulaire, il faut se référer à la théorie sur la filtration en profondeur. Il existe trois mécanismes de transport qui interviennent dans la théorie sur la filtration colloïdale (Amirtharajah, 1988; Montgomery Watson Harza (MWH), 2005). Tout d'abord, lorsqu'une particule de grande taille (5 à 25 µm) s'approche d'un collecteur, la particule aura tendance à décanter puisque sa densité est supérieure

à celle de l'eau. Pour une particule de taille moyenne (1 et 5 µm), si sa ligne d'écoulement passe à une distance égale ou inférieure à son rayon près du collecteur, elle sera interceptée par ce dernier. Finalement, les petites particules (moins de 1 µm) sont influencées par le mouvement Brownien, c'est-à-dire qu'elles suivent une trajectoire aléatoire qui dévie des lignes d'écoulement, dû au phénomène de diffusion. Plus la particule est petite et la température est élevée, plus la diffusion sera grande. La figure 1.2 représente ces mécanismes de transport.

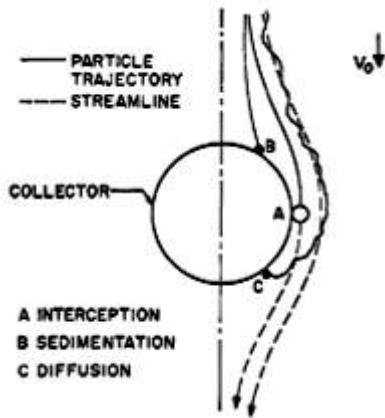


Figure 1.2 : Mécanismes de transport d'une particule dans un filtre (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005)

À partir de ces mécanismes, un modèle a été proposé par Yao et al. (1971) pour décrire l'accumulation de particules sur un seul collecteur. Dans ce modèle, les trois mécanismes de transport sont additionnés pour prédire l'efficacité de contact avec un collecteur unique (η_0) (*single-collector contact efficiency*). Toutefois, l'auteur ne considère pas l'hydrodynamique ni les forces de Van der Waals dans son modèle. Une nouvelle équation pour prédire η_0 a été proposée par Tufenkji et Elimelech (2004) afin de pallier les manques du modèle de Yao et al. Cette équation est présentée ci-dessous :

Équation 1.1

$$\eta_0 = 2,4A_s^{1/3}N_R^{-0,081}N_{Pe}^{-0,715}N_{vdW}^{0,052} + 0,55A_sN_R^{1,675}N_A^{0,125} + 0,22N_R^{-0,24}N_G^{1,11}N_{vdW}^{0,053}$$

Les différentes variables sont présentées dans le tableau 1.1.

Tableau 1.1 : Paramètres adimensionnels intervenant dans l'équation de l'efficacité du contact avec un collecteur unique (Tufenkji & Elimelech, 2004)

Paramètres	Formules	Définitions
N_R	$\frac{d_p}{d_c}$	Ratio entre le diamètre de la particule et le diamètre du collecteur
N_{Pe}	$\frac{Ud_c}{D_\infty}$	Nombre de Peclet (ratio entre le transport par convection et le transport par diffusion)
N_{vdW}	$\frac{A}{kT}$	Nombre de Van der Waals
N_A	$\frac{A}{12\pi\mu a_p^2 U}$	Nombre attractif (combinaison entre les forces de Van der Waals et le transport par interception)
N_G	$\frac{2 a_p^2 (\rho_p - \rho_f) g}{9 \mu U}$	Nombre gravitationnel (ratio entre la vitesse de décantation de la particule et la vitesse superficielle du fluide)

a_p : rayon de la particule (m)

d_p : diamètre de la particule (m)

d_c : diamètre du collecteur (m)

g : Accélération gravitationnelle, 9,81 m/s²

k : Constante de Boltzmann, $1,3805 \times 10^{-23}$ J/K

A : constante d'Hamaker

D_∞ : Coefficient de diffusion dans un milieu infini, $D_\infty = kT/(6\pi\mu a_p)$

U : vitesse superficielle du fluide (m/s)

T : Température (degrés Kelvin)

ρ_f : Densité du fluide (kg/m³)

ρ_p : Densité de la particule (kg/m³)

μ : viscosité dynamique du fluide (Pa•s)

Cette équation a aussi été développée en considérant l'hypothèse d'additivité des mécanismes de transport. Le premier terme représente le transport par diffusion, le second, le transport par interception et le dernier, le transport par décantation ou par gravité. Pour déterminer l'efficacité d'enlèvement d'un seul collecteur (η), il faut ajouter l'efficacité d'attachement des particules au collecteur (α) car η_0 représente seulement le ratio entre les particules qui entrent en contact avec le collecteur et le nombre de particules qui approchent ce dernier. L'efficacité d'attachement se calcule comme suit :

Équation 1.2

$$\alpha = -\frac{2}{3} \frac{d_c}{(1-f)L\eta_0} \ln\left(\frac{C}{C_0}\right)$$

où f représente la porosité du média filtrant, L la profondeur du lit, C la concentration de particules à l'eau filtrée et C_0 la concentration de particules à l'eau brute. Cette équation est intéressante puisqu'elle peut être appliquée à des résultats expérimentaux. Elle représente donc le ratio entre l'efficacité d'enlèvement η (expérimental) et l'efficacité de contact η_0 (théorique). Toutefois, η_0 est complexe à calculer et ce paramètre s'applique uniquement aux filtres propres avec des grains de dimensions uniformes. C'est pourquoi en pratique, le taux de rétention de particules k_d est plus souvent utilisé dans la littérature scientifique pour décrire l'efficacité d'un filtre. Ce coefficient peut toutefois être exprimé en fonction de α et de η_0 .

Équation 1.3

$$k_d = \frac{3(1-f)}{2d_cf} U \alpha \eta_0$$

En remplaçant α par l'équation 1.2 dans l'équation 1.3, on obtient l'expression simplifiée pour k_d .

Équation 1.4

$$k_d = -\frac{U}{Lf} \ln\left(\frac{C}{C_0}\right)$$

L'équation 1.4 permet donc de calculer une efficacité sans avoir à utiliser l'expression théorique de l'efficacité de contact (η_0). De plus, le calcul du paramètre k_d permet de comparer plusieurs configurations de filtres simplement basé sur une analyse de distribution de particules. En effet,

plus la valeur de ce paramètre est élevée, plus le filtre sera efficace en terme de rétention de particules. Cependant, les filtres à comparer doivent être opérés à la même vitesse superficielle puisque la vitesse apparaît dans l'équation 1.4. C'est pourquoi il est aussi utile de calculer le coefficient du filtre (λ) car la vitesse superficielle n'intervient pas dans son calcul, ce qui permet de comparer des filtres opérés à différentes vitesses (équation 1.5).

Équation 1.5

$$\lambda = \frac{3(1-f)}{2d_c} \alpha \eta_0$$

En remplaçant α par son équation, on obtient la forme simplifiée de l'équation 1.5.

Équation 1.6

$$\lambda = -\frac{1}{L} \ln \left(\frac{C}{C_0} \right)$$

1.1.1.3 Critères de conception d'un filtre

De manière plus pratique, la conception d'un filtre se fait par rapport à quatre éléments importants : la vitesse superficielle (U), la profondeur (L), la granulométrie (d_{10}) et la composition du filtre (sable, anthracite, etc.). La question du choix de la vitesse superficielle sera abordée plus en détails dans la section 1.1.1.5 alors que l'impact du type de matériaux filtrants sera abordé dans la section 1.1.1.4. Pour ce qui est de la profondeur et de la granulométrie, il existe trois méthodes pour les sélectionner adéquatement : utiliser des données provenant d'un filtre traitant une eau similaire, faire une étude pilote ou calculer un ratio acceptable entre la profondeur du lit et le diamètre des grains (Kawamura, 2000), ce ratio étant communément appelé ratio L/d . Pour un projet de plus petite envergure, il est préférable d'utiliser la 3^e méthode puisqu'elle est simple, rapide et fiable.

Tout d'abord, la granulométrie d'un média comme le sable de silice n'est pas uniforme. Il faut donc choisir une valeur de d pour le calcul du ratio L/d parmi la courbe granulométrique. Par convention, on utilise le d_{10} qu'on appelle le diamètre effectif. Pour déterminer le diamètre effectif du média, il est nécessaire de déterminer la distribution de la granulométrie à l'aide de tamis. Un échantillon d'un certain poids est versé sur plusieurs tamis de dimensions nominales

différentes. Par la suite, ce qui est retenu sur chaque tamis est pesé. Selon le diamètre nominal du tamis, une courbe granulométrique peut être tracée. Le diamètre effectif du média correspond à 10% du média qui est retenu. De plus, le coefficient d'uniformité est le ratio entre le diamètre de 60% du média et le diamètre effectif.

Afin de sélectionner les diamètres effectifs des filtres multimédias, il est possible d'utiliser l'équation suivante (Kawamura, 2000):

Équation 1.7

$$\frac{d_1}{d_2} = \left(\frac{\rho_2 - \rho_{eau}}{\rho_1 - \rho_{eau}} \right)^{0,667}$$

L'indice 1 réfère au média le plus fin et l'indice 2 réfère au média le plus grossier. Par exemple dans un filtre bicouche sable-anthracite, le rapport d_1/d_2 correspond au rapport entre le diamètre effectif du sable et le diamètre effectif de l'anthracite. Cette équation est utilisée dans le but d'éviter l'inter-mélange des couches lors des lavages. En effet, si le ratio entre les diamètres des deux médias est insuffisant, le média de la couche inférieure pourrait se mélanger au média de la couche supérieur lorsque le lit filtrant serait en expansion (voir section 1.1.3.3). Pour de l'anthracite et du sable, il est recommandé que ce ratio se situe entre des valeurs de 2.0 et 3.0 (Kawamura, 2000).

Après avoir déterminé le rapport entre les granulométries des différents médias, il faut déterminer l'épaisseur du lit filtrant. Pour ce faire, le ratio L/d est couramment utilisé pour la conception des filtres dans les installations de production d'eau potable. Dans le cas d'un filtre à sable rapide, le ratio L/d doit être supérieur à 1000. Pour ce qui est d'un filtre tricouche, ce ratio doit être supérieur à 1250. Par la suite, pour la filtration en profondeur avec un diamètre de grain supérieur à 1,5 mm, le ratio L/d devrait être supérieur à 1500 (Baruth, 2005). Dans le cas des filtres multimédia, le ratio L/d est calculé pour chaque média puis additionné pour donner le ratio total du filtre. La figure 1.3 présente plusieurs corrélations entre l'épaisseur, le diamètre et la porosité du média.

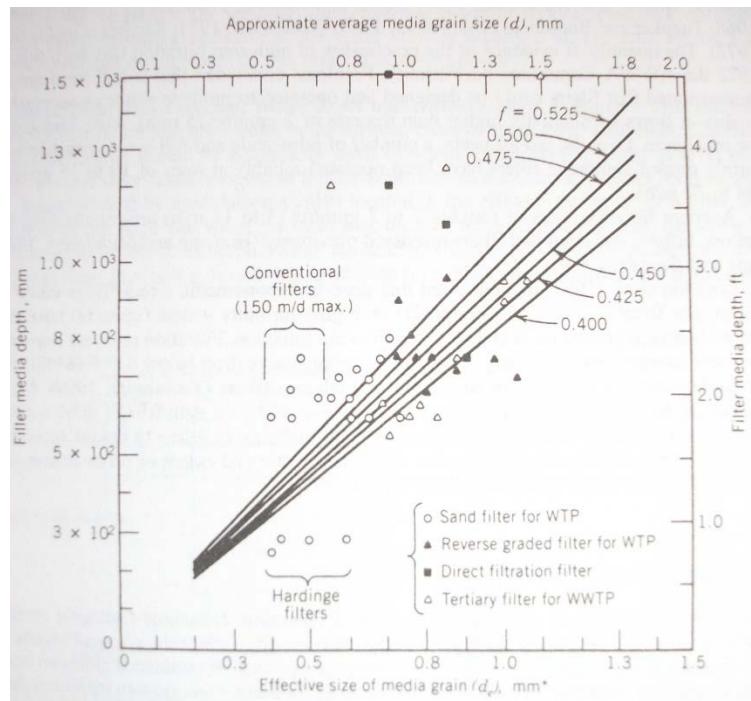


Figure 1.3 : Ratios L/d en fonction de la porosité du média (Baruth, 2005)

1.1.1.4 Types de matériaux filtrants

Une gamme très variée de matériaux peut être utilisée en filtration granulaire. Quelques-uns des médias les plus couramment utilisés seront présentés dans la section suivante.

Tout d'abord, il y a les filtres monocouche qui utilisent exclusivement du sable de silice. Dépendamment de la vitesse superficielle, la granulométrie du sable et son coefficient d'uniformité varient. Le sable de silice a une densité moyenne de 2,63 (Kawamura, 2000). Les différentes informations reliées aux filtres à sables sont regroupées dans le tableau 1.2.

Tableau 1.2: Caractéristiques des différents types de filtres à sable (Kawamura, 2000)

Type de filtre	Vitesse superficielle	Diamètre effectif	Coefficient d'uniformité
Filtre lent	0,13-0,42 m/h	0,25-0,35 mm	2-3
Filtre rapide	5-7,5 m/h	0,45-0,65 mm	1,4-1,7
Charge élevée	12,5-30 m/h	0,8-2,0 mm	1,4-1,7

Plus la vitesse superficielle est élevée, plus le média est grossier afin de prolonger la durée de cycle en diminuant les pertes de charges.

Par la suite, il y a les filtres multicouches qui permettent de combiner plusieurs médias différents. Pour un filtre opéré de façon gravitaire, on utilise généralement un média plus grossier et plus léger sur le dessus et plus on descend en profondeur, plus les médias sont fins et denses. Comme matériaux utilisés pour les couches supérieures, il y a le charbon et l'anthracite. Les deux sont largement utilisés dans le domaine de la filtration.

Le charbon actif en grain (CAG) peut avoir une base minérale (houille, lignite, etc.) ou végétale (bois, noix de coco, etc.). Ce dernier doit toutefois être « activé », c'est-à-dire traité à de très hautes températures en absence d'air (Beverly, 2005). C'est cette activation qui permet d'augmenter la porosité du grain de charbon, i.e. sa surface spécifique. Les pores formés ont des dimensions très variables, ce qui permet de retenir un grand éventail de contaminants. Les macropores ont un diamètre supérieur à 25 nm, les mésopores varient entre 1 et 25 nm et les micropores ont un diamètre inférieur à 1 nm (Prévost, 2008). Le charbon actif en grain est surtout utilisé pour enlever des composés organiques dissous responsables des goûts et odeurs dans l'eau, des pesticides, et autres composés émergents ainsi que des composés inorganiques comme l'arsenic. Toutefois, il n'est pas très efficace pour adsorber des colloïdes. Le CAG peut être utilisé en mode biologique i.e. lorsque le milieu est propice au développement de bactéries sur les grains, ce qui permet de dégrader les composés biodégradables de la matière organique (CODB). Pour ce faire, le temps de contact en fut vide (EBCT – *Empty Bed Contact Time*) qui équivaut au rapport entre le volume de charbon (m^3) et le débit de filtration (m^3/min) doit être supérieur à 5 minutes et se situe généralement entre 5 et 60 minutes (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005).

Le charbon ou l'anthracite est donc utilisé dans la couche supérieure d'un filtre multimédia du fait de leur faible densité (1,5) et du diamètre de leurs grains. Sous cette couche se trouve le sable de silice, qui est plus fin que le CAG ou l'anthracite et qui possède une densité plus élevée (2,63). La couche inférieure est quant à elle composée de grenat ou d'ilménite. Ces deux médias ont des densités respectives de 4,0 et 4,5, soit des valeurs beaucoup plus grandes que celle du sable (Baruth, 2005; Kawamura, 2000). Cette gradation des densités permet de diminuer le mélange

entre les deux matériaux pendant les rétro-lavages tandis que l'affinement progressif de la granulométrie diminue le développement global de pertes de charges dans le filtre comparativement à un filtre monomédia.

Le grenat est un matériau très dur et relativement anguleux, de couleur brun-rougeâtre. Il est fréquemment utilisé en filtration du fait de sa pureté, de l'absence de particules de fer et qu'il est chimiquement inerte (Anthrafilter, 2003b). L'ilménite est beaucoup moins utilisée en filtration malgré sa densité très élevée car c'est un matériau moins connu donc plus difficile à se procurer. Composé majoritairement d'oxyde de fer(III) et de dioxyde de titane, l'ilménite se retrouve sous forme de petites plaquettes anguleuses de couleur brun-noir. Sa dureté est légèrement plus faible que celle du grenat (6,5 MOH vs 7 MOH). C'est aussi un matériau inerte et complètement insoluble dans l'eau, ce qui élimine le risque de relargage de fer dans l'eau (Anthrafilter, 2003a).

1.1.1.5 Pertes de charge

En filtration, la durée de cycle est régie par deux paramètres : la perte de charge dans le filtre ou la qualité de l'eau filtrée. Le paramètre le plus limitant déclenche la séquence de rétro-lavage. La théorie relative au calcul de la perte de charge initiale dans un filtre remonte à plus d'un siècle, lorsqu'Henry Darcy a proposé une relation liant la perte de charge, la vitesse superficielle et la profondeur d'un filtre en 1856 (Équation 1.8). Toutefois, cette relation ne prenait pas en compte les caractéristiques du média filtrant. Une autre équation proposée par Kozeny en 1927 et améliorée par Carman en 1937 permettait d'inclure ces caractéristiques (Équation 1.7). Par contre, le facteur de forme introduit par Carman est nécessaire afin de caler les résultats théoriques aux résultats expérimentaux (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005).

Équation 1.8

$$\text{Loi de Darcy : } H_L = \frac{UL}{k_p}$$

Où H_L : Perte de charge (m)

U : vitesse superficielle (m/s)

k_p : perméabilité hydraulique (m/s)

L : profondeur du média (m)

Équation 1.9

$$\text{Équation de Carman - Kozeny:} \quad H_L = f_1 \frac{L}{\Phi d} \frac{1-e}{e^3} \frac{U^2}{g}$$

$$\text{Où} \quad f_1 = 150 \frac{1-e}{Re} + 1,75$$

Re : Nombre de Reynolds

e : porosité du média

Φ : facteur de forme

g : accélération gravitationnelle (9,81 m/s²)

d : diamètre du média (m)

L'équation pour prédire la perte de charge la plus utilisée de nos jours a été développée par Ergun en 1952 et permet d'obtenir de meilleurs résultats que les équations présentées précédemment (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005).

Équation 1.10

$$H_L = k_v \frac{(1-e)^2}{e^3} \frac{\mu LU}{\rho_f g d^2} + k_I \frac{1-e}{e^3} \frac{LU^2}{gd}$$

où k_v : Coefficient dû aux forces visqueuses

k_I : Coefficient dû aux forces d'inertie

μ : viscosité dynamique (kgm⁻¹s⁻¹)

ρ_f : densité relative du fluide (kg/m³)

Les valeurs suivantes pour les deux coefficients ont été proposées pour le sable et l'anthracite.

Tableau 1.3 : Valeurs recommandées pour k_v et k_I (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005)

Média	k_v	k_I	e (%)
Sable	110-115	2,0-2,5	40-43
Anthracite	210-245	3,5-5,3	47-52

Le développement des pertes de charges dans un filtre dépend beaucoup du média en place et de sa granulométrie. Mais un autre facteur important est la qualité de l'eau brute. Si cette eau est très chargée en particules, il y aura une accumulation de saleté dans le filtre qui fera augmenter rapidement les pertes de charges. De plus, la vitesse superficielle influence aussi le développement des pertes de charges. Plus elle sera élevée, plus les pertes de charges se développeront rapidement.

Dans un filtre gravitaire, la perte de charge opérationnelle maximale disponible correspond à la hauteur d'eau au-dessus du média. Cette perte de charge ne comprend pas celle du filtre propre. Lorsque cette limite est atteinte, il faut procéder au rétro-lavage du filtre car si la perte de charge devient supérieure à la tête d'eau disponible, le filtre sera en condition de pression négative. La pression négative dans un filtre crée une aspiration. Lorsqu'il y a un peu d'air présent dans le filtre, la pression négative aura tendance à aspirer cet air qui formera des bulles d'air qui s'attacheront au média. Lors du rétro-lavage, ce phénomène cause la perte de matériaux filtrants (Beverly, 2005). Compte tenu de cette problématique, on limite typiquement la perte de charge à une valeur inférieure à la valeur maximale disponible. Par exemple, pour un filtre ayant une épaisseur de 0,75 m et une submersion de 1,8 m, on limitera la perte de charge à moins de 2,20 m alors que la charge maximale disponible est en fait de 2,55 m.

La figure suivante illustre le principe de développement de pertes de charges dans un filtre jusqu'à atteindre une pression négative. Pour un filtre pressurisé, la tête d'eau disponible ne correspond plus au niveau d'eau au-dessus du média mais à la pression que peut fournir le système. Toutefois, il n'est pas recommandé de dépasser 5 psi de perte de charge puisque au-dessus de cette valeur, le média se compacte et il y a formation de d'agrégats de particules de plusieurs centimètres de diamètres appelés « mudballs » (Beverly, 2005). Ces agrégats sont très difficile à dissoudre lors du lavage du filtre et crée des pertes de charges supplémentaires lorsque le filtre est remis en marche. Cette recommandation semble cependant très conservatrice car l'avantage principal d'un filtre pressurisé est d'avoir une charge maximale disponible très élevée ce qui permet d'allonger les durées de cycle et d'acheminer l'eau vers des réservoirs en altitude. Par exemple, l'usine de traitement d'eau de Schönbrunn en Allemagne utilise des filtres pressurisés avec des pertes de charges de plus de 15 m, soient environ 21 psi (Bornmann, Wricke, & Habel, 2002).

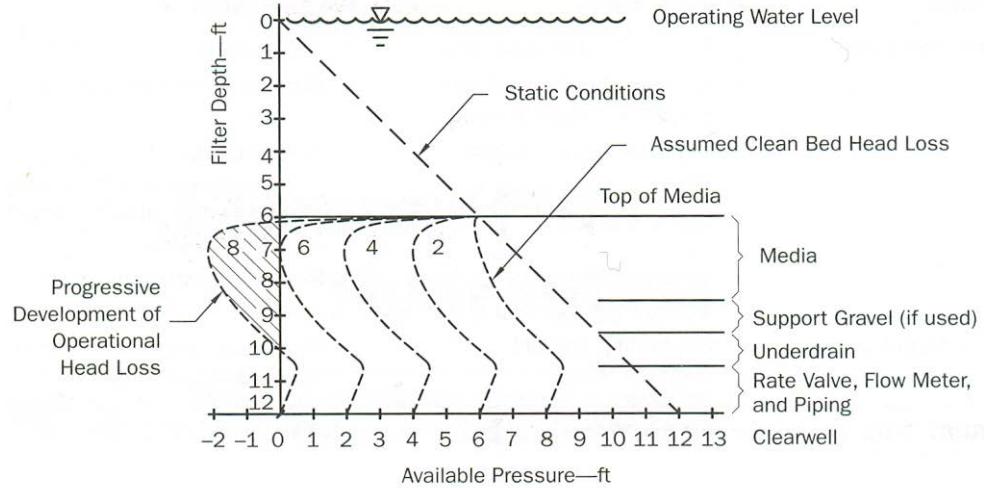


Figure 1.4 : Développement des pertes de charges négatives dans un filtre (Beverly, 2005)

1.1.2 Filtration directe

Le procédé de filtration est le plus couramment utilisé dans une chaîne de traitement conventionnelle, c'est-à-dire l'injection de coagulant à l'eau brute, flocculation, décantation et filtration. Lorsqu'on parle de filtration directe, l'étape de décantation est supprimée de la chaîne de traitement. Toutefois, l'eau doit être d'assez bonne qualité car la seule barrière de traitement physique est alors la filtration. Cette section présente deux filières de traitement comprenant une étape de filtration directe.

1.1.2.1 Filtration lente

Les premiers filtres granulaires utilisés et répertoriés étaient des filtres à sable lent en Angleterre et en Écosse au début des années 1800. Ce genre de filtre a toutefois été remplacé par la filtration rapide dans les années 1900. Dans les trente dernières années, il y a eu un regain d'intérêt pour la filtration lente. Beaucoup de recherches ont été effectuées dans le domaine ce qui a mené à la construction de plusieurs filtres lents, surtout destinés aux petits systèmes de traitement (Baruth, 2005).

Un filtre à sable lent utilise, comme son nom l'indique, du sable comme média filtrant et une vitesse superficielle relativement faible (0,13 à 0,42 m/h) (Kawamura, 2000). Ce qui rend ce procédé efficace est la formation de *schmutzdecke* en surface, un mélange de matière organique et

inorganique qui favorise le développement de bactéries dans le but d'avoir une activité biologique. C'est cette couche supérieure qui retient la majeure partie de la charge particulaire et qui peut même diminuer le CODB de 50% (Baruth, 2005). Le diamètre des grains de sable varie entre 0,15 et 0,45 mm et l'épaisseur de média entre 0,9 et 1,5 m (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005). Pour pouvoir utiliser ce genre de filtre, il faut que les caractéristiques de l'eau brute rencontrent les critères de qualité décrits au tableau 1.4.

Tableau 1.4 : Qualité de l'eau brute pour un procédé de filtration lente (Baruth, 2005)

Paramètre	Limite recommandée
Turbidité	5 à 10 UTN
Algues	200 000/L*
Couleur vraie	15 à 25 UCV
THM	50 µg/L
COD	2,5 mg/L
Absorbance UV	0,080 cm ⁻¹
Oxygène dissous	>6 mg/L
Phosphore (PO ₄)	30 µg/L
Ammoniac	3 mg/L
Fer	<1 mg/L
Manganèse	<1 mg/L

* Dépend du type d'algue

L'eau à traiter ne peut donc pas contenir beaucoup de matière organique comme l'indique l'absorbance UV ou le COD. De plus, afin que le *shmutzdecke* soit viable, il est nécessaire d'avoir une bonne quantité d'oxygène dissous et de nutriments. La durée d'un cycle de filtration est en moyenne de 30 à 45 jours, mais peut aller jusqu'à plusieurs mois. Le paramètre qui détermine la fin du cycle est la perte de charge plutôt que la qualité de l'eau filtrée. Le filtre à sable lent n'est toutefois pas rétro-lavé. Son entretien consiste à drainer le filtre et à enlever de 1 à 2 cm de média sur le dessus du filtre. Ce média est ensuite lavé et entreposé. Lorsque le niveau de

sable dans le filtre est de 0,5 m, il est nécessaire de remplir le filtre avec le sable qui était entreposé (Baruth, 2005; Montgomery Watson Harza (MWH), 2005).

Les avantages du filtre à sable lent sont l'absence de coagulation et de rétro-lavages. L'opération de ce genre de filtre est relativement simple même si la turbidité et les pertes de charges doivent être suivies en continu. De plus, les performances de filtration sont plus qu'acceptables : turbidité inférieure à 1 UTN, 2 à 4 log de réduction de virus et *Giardia*, 15 à 25 % de réduction de COT et plus de 50% de réduction de CODB (Baruth, 2005).

1.1.2.2 Filtres multimédia

Les filtres multimédia sont plus couramment utilisés que les filtres à sable lent puisqu'il est possible d'augmenter la vitesse superficielle et donc le débit de production. Le filtre bicouche sable et anthracite est abondamment utilisé dans l'industrie du fait de son efficacité, du faible coût d'achat des matériaux filtrants et de sa grande documentation. Pour ce qui est des filtres tricouches, ils sont moins utilisés car ils sont plus difficiles à opérer (rétro-lavages, suivi des pertes de charge) mais permettent de filtrer plus en profondeur. Il existe aussi des filtres multicouches (plus de trois médias) testés à l'échelle pilote (Mohanka, 1969) ou brevetés (Hsiung & Conley, 1975). Encore une fois, ces derniers ont été mis en place pour pouvoir filtrer en profondeur donc pour réduire les pertes de charges dues à l'accumulation de particules en surface.

La filtration en profondeur permet de retenir les particules avec toute l'épaisseur de média, contrairement à la filtration lente où la rétention des particules se fait majoritairement en surface. Pour ce faire, il faut utiliser une granulométrie plus grossière en surface et qui diminue en fonction du média et de sa profondeur dans le filtre (Figure 1.6). Lorsque le filtre est propre, les particules sont retenues par les mécanismes de transport énoncés dans la section 1.1.1.1. Durant la période d'encrassement du filtre, les particules déjà retenues servent de collecteur pour les autres particules, ce qui augmente le taux d'enlèvement. Par la suite, cet enlèvement se stabilisera pendant une certaine période pour enfin se détériorer, phénomène qu'on appelle la percée (Jegatheesan & Vigneswaran, 2005). Le développement des pertes de charge dans un tel procédé peut se faire de manière constante comme le démontre les essais réalisés par Mohanka (1969) qui ont été fait dans des filtres multimédia comprenant du polystyrène, de l'anthracite, du sable, du

grenat et de la magnétite. Les pertes de charges peuvent aussi être représentées par une fonction exponentielle comme dans les essais de Hsiung and Conley (1975) avec un filtre comprenant du grenat, du sable et deux types d'anthracite.

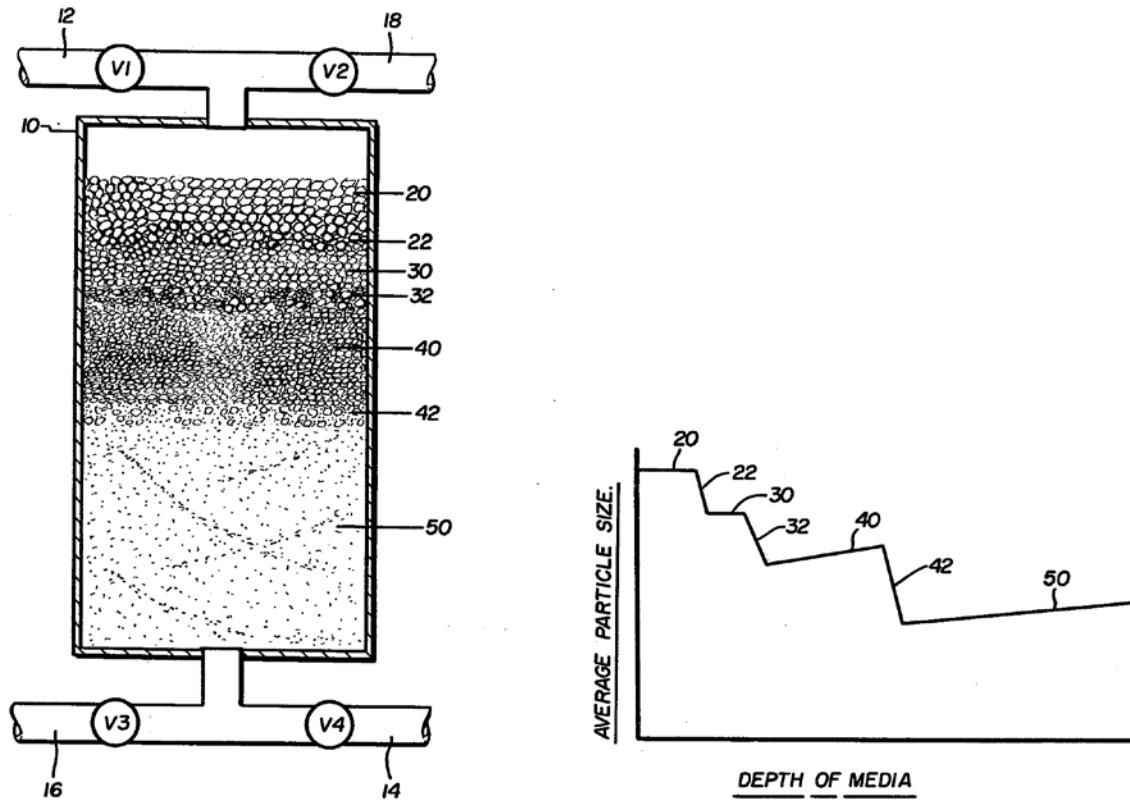


Figure 1.5 : Exemple de filtration en profondeur (Hirs, 1980)

Généralement, les filtres bicouches fonctionnent de manière gravitaire, c'est-à-dire qu'une tête d'eau est maintenue au-dessus du filtre ce qui permet un écoulement vers le bas à travers du média. Les filtres gravitaires sont utilisés dans les grandes installations de traitement et permettent d'opérer à des vitesses superficielles entre 10 m/h et 25 m/h (Kawamura, 2000). Au-delà de cette vitesse, les pertes de charges se développent trop rapidement ce qui résulte en des durées de cycles trop courtes. Les filtres pressurisés sont aussi très répandus au niveau industriel et municipal. Constitués d'une calandre en acier, ces filtres sont conçus pour supporter des pressions de 50 à 300 psi (WesTech Engineering, 2010). Ils peuvent être horizontaux ou verticaux, dépendamment de l'épaisseur de média requise et du composé à enlever. Comme ces filtres sont pressurisés, ils peuvent être installés en ligne après le pompage basse pression. Ces

filtres ne requièrent donc aucun système de pompage que celui déjà en place, ce qui constitue le plus grand avantage de la filtration pressurisée (Beverly, 2005). Un des principaux avantages des filtres pressurisés est la charge disponible qui ne dépend plus de la tête d'eau. Cependant, il est impossible de voir les médias dans ce genre de filtre qui possède une calandre en acier donc on ne peut observer l'efficacité des lavages et l'expansion des médias. De plus, le remplacement des matériaux filtrants peut être très compliqué tout comme l'entretien ou le remplacement de différentes pièces comme les crépines (Desjardins, 1997). Finalement, les filtres pressurisés sont interdits pour le traitement des eaux de surface dans dix états aux États-Unis selon le *Ten State Standards*, relativement au fait qu'il est impossible d'observer s'il y a présence d'agrégats de saleté appelés « *mudballs* » dans le filtre (Upper Mississippi River Board of State & Provincial Public Health and Environmental Managers, 2012). Il n'y a pas beaucoup de littérature concernant les filtres pressurisés, leurs conditions d'opérations ou leurs performances, ce qui limite un peu l'application d'un tel procédé.

1.1.3 Rétro-lavages

Les filtres granulaires opérés avec un écoulement vers le bas doivent être lavés à contre-courant, opération communément appelée rétro-lavage. Cette étape dans l'opération d'un filtre est plus amplement décrite dans la section suivante.

1.1.3.1 Théorie

Le rétro-lavage d'un filtre consiste à fluidiser le média afin de d'enlever la saleté qui s'y est logé et de le remettre dans son état initial. Une expansion totale du média de 40% est visée. Cette expansion dépend de plusieurs paramètres comme le type de média filtrant, la granulométrie, la sphéricité des grains, la densité du média et bien entendu le débit d'eau utilisé pour fluidiser le filtre. Il existe des relations permettant de prédire l'expansion d'un lit filtrant en fonction des paramètres précédemment énoncés. Tout d'abord, l'expansion du lit filtrant (L_e) dépend de la porosité du lit en expansion (e_e) et au repos (e) ainsi que de l'épaisseur de média (L), selon l'équation 1.9 (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005).

Équation 1.11

$$L_e = L \frac{(1 - e)}{(1 - e_e)}$$

Le seul paramètre inconnu dans l'équation 1.11 est la porosité du média en expansion (e_e). Une équation empirique a été proposée par Fair et Geyer pour calculer cette porosité à partir de la vitesse superficielle de lavage et la vitesse de chute des grains (Desjardins, 1997).

Équation 1.12

$$e_e = \left[\frac{U_L}{V_P} \right]^{0,22}$$

Lorsque le milieu filtrant est composé de grains sphériques de diamètres identiques, il suffit de remplacer la porosité en expansion dans l'équation 1.11 par l'équation 1.12. Toutefois, l'utilisation d'un tel média est plutôt réservée aux études à l'échelle laboratoire. Pour les procédés à plus grande échelle, le milieu filtrant est stratifié, c'est-à-dire qu'il y a une distribution de diamètres de grains. L'équation 1.11 est donc adaptée puisque la porosité varie dans chaque strate du milieu filtrant. On obtient l'équation suivante (Desjardins, 1997):

Équation 1.13

$$L_e = L(1 - e) \sum \frac{x}{(1 - e_e)}$$

où x est le pourcentage de l'échantillon retenu sur un tamis lors du test de granulométrie. La vitesse de chute du grain doit aussi être calculée pour chaque diamètre de grain avec l'équation 1.14, où C_D est le coefficient de traînée et γ_s la densité relative du grain (Desjardins, 1997).

Équation 1.14

$$V_P = \left[\frac{4}{3} \frac{g}{C_D} (\gamma_s - 1) d \right]^{0,5}$$

Le coefficient de traînée varie selon le nombre de Reynolds (Figure 1.6). Lorsque le régime est laminaire, plus spécifiquement lorsque le nombre de Reynolds est inférieur à 1, le coefficient de trainée (C_D) est calculé à partir de l'équation 1.15 . Lorsque le régime est transitoire ($1 < Re < 10^3$),

il faut utiliser l'équation 1.16. Finalement, en régime turbulent ($Re > 10^3$), on considère que le coefficient de traînée est constant et égal à 0,44.

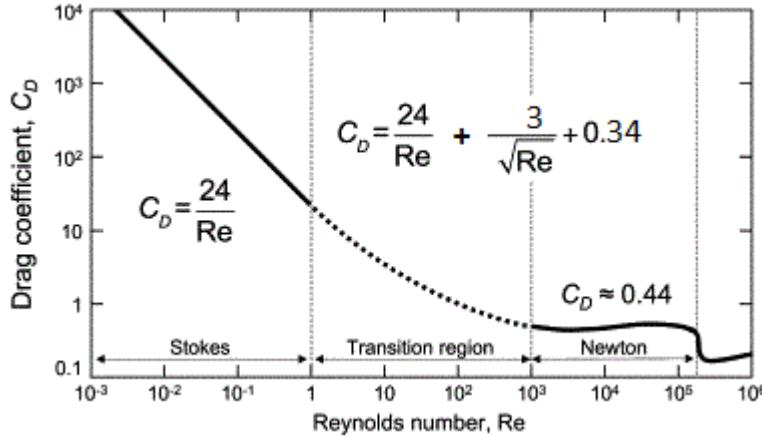


Figure 1.6 : Coefficient de traînée en fonction du nombre de Reynolds (Fischer, Stolze-Rybczynski, Davis, Cui, & Money, 2010)

Équation 1.15

$$C_D = \frac{24}{Re}$$

Équation 1.16

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0,34$$

Équation 1.17

$$Re = \frac{\rho_L V_P d}{\mu}$$

Comme la vitesse de chute du grain (V_P) intervient dans le calcul du nombre de Reynolds, il est impossible de calculer directement le coefficient de traînée. C'est pourquoi il faut remplacer le nombre de Reynolds par l'équation 1.17 dans l'équation du coefficient de traînée, et remplacer cette dernière dans l'équation 1.14 pour obtenir une équation simplifiée pour V_P . Par la suite, il faut calculer V_P pour chaque diamètre de grain et par la même occasion calculer la porosité en expansion avec l'équation 1.12. Finalement, la hauteur du média en expansion peut être déterminée avec l'équation 1.13. Une vérification de la valeur du nombre de Reynolds doit être

effectuée afin de s'assurer que le coefficient de traînée a été calculé avec la bonne équation. Pour ce faire, la vitesse de chute du plus gros grain est utilisée dans l'équation 1.17. Dans un filtre multimédia, il est nécessaire d'effectuer ces calculs séparément pour chaque média et ensuite d'additionner les hauteurs de médias en expansion pour calculer l'expansion totale du lit, qui est habituellement de l'ordre de 40%.

Il existe d'autres moyens pour déterminer le débit d'eau de lavage à utiliser pour mettre en expansion le lit filtrant. Par exemple, la figure 1.7 permet de trouver le débit d'eau de lavage en fonction du type de média, de son diamètre effectif multiplié par le coefficient d'uniformité et de sa densité. Toutefois, dans un filtre comprenant plusieurs de ces médias, il est préférable d'utiliser la méthode de calcul précédente pour plus de justesse car le graphique de la figure 1.7 présente les débits requis pour une expansion de 40% d'un filtre monocouche.

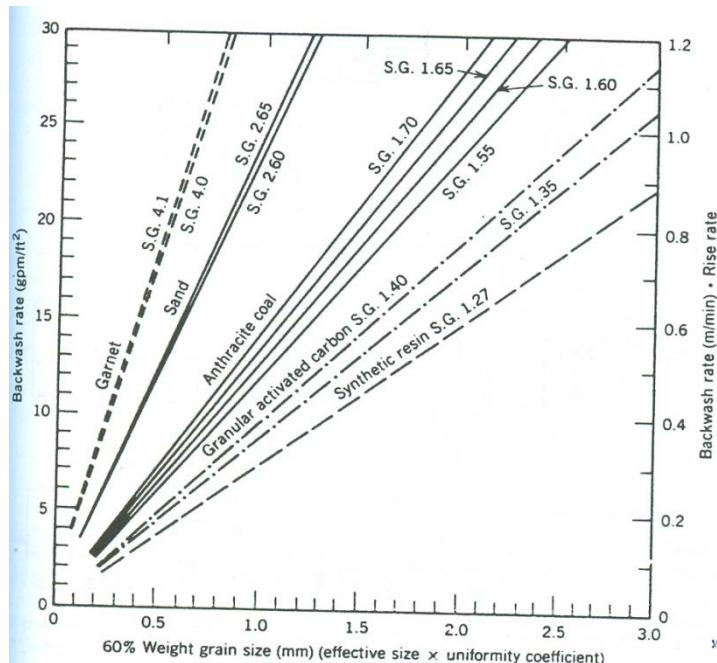


Figure 1.7 : Débits d'eau de lavage pour une expansion de 40% à 20°C (Kawamura, 2000)

1.1.3.2 Séquences de lavage

Habituellement, les filtres granulaires sont lavés avec de l'eau à contre-courant de manière à avoir une expansion de 40% du média. Toutefois, cette méthode de lavage peut être inefficace

lorsque le filtre est très encrassé ou lorsqu'il y a des agrégats de saleté (*mudballs*). Plusieurs méthodes et séquences de lavages alternatives ont été étudiées et sont considérées comme efficaces.

Tout d'abord, lorsqu'il y a de la coagulation en amont du filtre en filtration directe, il est fréquent d'utiliser un jet d'eau en surface afin de briser le gâteau formé. Si le filtre est ensuite rétro-lavé uniquement avec de l'eau, la vitesse de lavage sera assez élevée (37 à 56 m/h) et durera entre 3 et 15 minutes (Baruth, 2005). Un débit d'eau plus élevé sera utilisé pendant les dernières minutes du lavage afin de replacer les médias dans le cas d'un filtre multimédia. Ce genre de lavage est efficace si la vitesse superficielle de lavage est supérieure à la vitesse minimale de fluidisation du média. Dans le cas contraire, il pourrait y avoir formation de « *mudballs* » et les pertes de charges pourraient se développer plus rapidement (Qureshi, 1982).

Pour les filtres à sable monocouche de moins d'un mètre de profondeur, il est possible d'utiliser le lavage à l'air préalablement au lavage à l'eau. Un débit d'air de 0,3 à 0,9 m³/min/m² est injecté pendant 3 à 5 minutes. Par la suite, le lavage à l'eau se fait pendant 10 à 15 minutes à une vitesse superficielle entre 12 et 30 m/h, dépendamment de la grosseur du média et de la température de l'eau. L'expansion du lit filtrant complètement atteinte avec ce type de lavage ce qui empêche la stratification du lit (Baruth, 2005; Kawamura, 2000). Pour les filtres multimédia, il est possible d'utiliser une séquence semblable pour le rétro-lavage. Le débit d'air doit être situé entre 0,6 et 1,5 m³/min/m² et la vitesse superficielle d'eau de lavage doit être comprise entre 37 et 56 m/h (Baruth, 2005). De cette façon, le média peut être fluidisé suffisamment pour se séparer par gravité.

Finalement, il est possible d'injecter simultanément de l'air et de l'eau, tous deux à contre-courant. Tout d'abord, de l'air est injecté à un débit de 0,9 m³/min/m² conjointement avec de l'eau à une vitesse superficielle entre 15 et 20 m/h, le tout pendant moins de 5 minutes. Par la suite, l'air est arrêté et la vitesse superficielle de l'eau de lavage est augmentée entre 45 et 55 m/h afin d'enlever l'air emprisonné dans le lit, de rincer le filtre et de séparer les médias (Kawamura, 2000). L'inconvénient principal de cette méthode est la possible perte de média dû à l'injection d'air lorsque le lit est en expansion. Pour pallier cette situation, des pales recourbées peuvent être installées près des goulottes de récupération d'eau de lavage comme dans la figure 1.8.

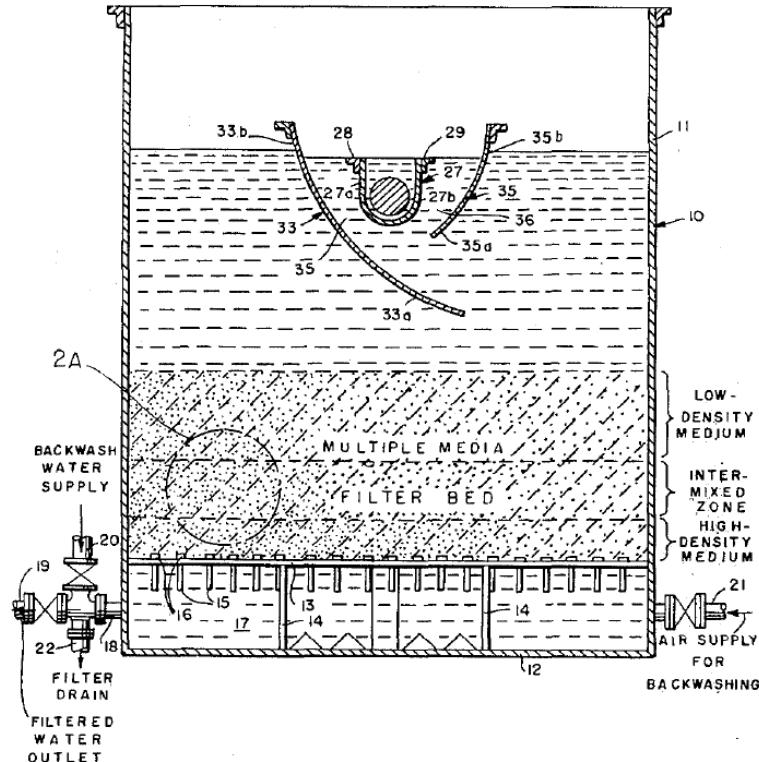


Figure 1.8 : Exemple de pales pour le lavage air-eau simultané (Scholten & Young, 1982)

1.1.3.3 Effet du mélange des couches d'un filtre multi-médias

Dans les filtres multi-médias, il peut y avoir du mélange entre les couches de média lors du rétralavage. Ce phénomène connu sous le nom d'« intermixing » peut être désiré ou non, selon la conception du filtre. En effet, certains chercheurs prônent qu'il est désirable d'avoir un certain degré de mélange entre les médias tandis que d'autres voient ce phénomène comme un problème opérationnel. La théorie entourant le phénomène de stratification pourrait permettre d'éclaircir la situation. Comme la masse volumique apparente du média dépend de la porosité, elle variera avec le débit d'eau de lavage. Lorsque la différence entre les masses volumiques apparentes de deux médias adjacents est égale à 0, le mélange sera complet. À partir de l'équation 1.18 (Baruth, 2005), on peut obtenir une équation permettant de calculer la différence entre les masses volumiques apparentes de deux médias (équation 1.19 (Cleasby & Woods, 1975)).

Équation 1.18

$$\rho_B = \rho_P(1 - e_e) + \rho_f e_e$$

Équation 1.19

$$\rho_{Bx} - \rho_{By} = (1 - e_x)(\rho_{Px} - \rho_f) - (1 - e_y)(\rho_{Py} - \rho_f)$$

Où ρ_B est la masse volumique apparente du lit, ρ_P la masse volumique du grain, ρ_f la masse volumique du fluide. L'indice x est associé au média le plus gros et l'indice y au média le plus fin. Le Clair (1964) a émis l'hypothèse que lorsque le média y a une masse volumique supérieure à celle du média x , le média x aura tendance à se retrouver sous le média y pour de faibles débits d'eau de lavage. Pour un débit plus élevé, les deux médias seront mélangés et pour un débit encore plus élevé, il y aura un renversement du lit filtrant, c'est-à-dire que le média x plus grossier sera au-dessus du média y pourtant plus fin. Cleasby et Woods (1975) ont démontré cette hypothèse expérimentalement pour différents diamètres de sable de silice et de grenat. Ils ont en effet mesuré la masse volumique apparente des médias en fonction du débit de fluidisation que l'on peut voir dans la figure 1.9. L'endroit où la courbe du grenat coupe la courbe de sable indique avec plus ou moins de précision le débit à partir duquel il y aura un renversement du lit filtrant. Toutefois, comme ces courbes ont été tracées à partir d'essais réalisés avec seulement un média dans une colonne de filtration, il existe un biais entre la porosité d'un seul média en expansion et la porosité de plusieurs médias mélangés en expansion.

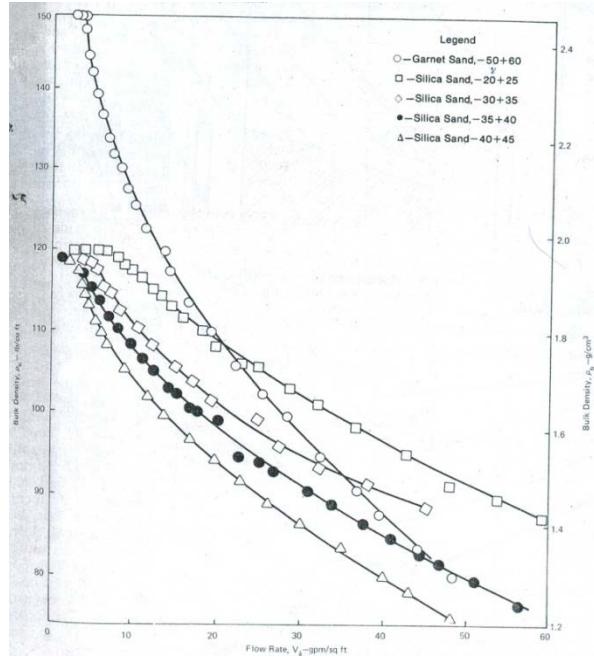


Figure 1.9 : Masse volumique apparente en fonction du débit de fluidisation (Cleasby & Woods, 1975)

Si la conception se fait uniquement en considérant la densité des matériaux filtrants, on considèrera peu probable que le grenat et le sable se mélangent (Tableau 1.5). Mais lorsqu'on regarde les masses volumiques apparentes, la différence est beaucoup moins significative.

Tableau 1.5 : Densités et masses volumiques apparentes de divers médias filtrants (Anthrafilter, 2003a; Cleasby & Woods, 1975; Kawamura, 2000)

Matériaux	Densité	Masse volumique apparente (kg/m^3)
CAG	1,35	800
Anthracite	1,55	980
Sable de silice	2,63	1500
Grenat	4,00	1960
Ilménite	4,50	2570

Dans le but de déterminer l'effet de l' « intermixing » dans un filtre bicouche, Cleasby et Sejkora (1975) ont comparé des filtres sable-anthracite avec et sans mélange à l'interface. Ils ont considérés comme paramètres le développement des pertes de charge et la qualité de l'effluent en termes d'abattement du composé injecté à l'eau brute (C/C_0). Les résultats de cette étude démontrent qu'il n'y a pas de différence significative dans ces paramètres dus au mélange entre les médias. Toutefois, ils ont observés une légère augmentation des pertes de charge pour le filtre avec du mélange à l'interface lorsque de l'alun était utilisé comme coagulant en amont (Cleasby & Sejkora, 1975).

1.2 Résines échangeuses d'ions

L'échange ionique est un procédé considéré comme assez récent, même s'il est étudié depuis les années 1850. Néanmoins, beaucoup de recherches ont été faites dans le but d'améliorer l'efficacité de l'échange, la régénération et la disposition des eaux de lavage. Les sections suivantes décrivent plus en profondeur ce procédé.

1.2.1 Types de résines

1.2.1.1 Structure et groupes fonctionnels

Les résines échangeuses d'ions servent à enlever certains ions présents dans l'eau. Pour ce faire, il y a deux types de résines : anionique et cationique, reflétant ainsi les ions ciblés. Il existe dans la nature certains composés qui permettent l'échange d'ions, comme par exemple la kaolinite ($Al_2Si_2O_5(OH)_4$) et la montmorillonite ($Na_{0.2}Ca_{0.1}Al_2Si_4O_{10}(OH)_2(H_2O)_{10}$), tous deux des minéraux composés de silicate d'aluminium hydraté. Leur efficacité n'est toutefois pas comparable à celles des résines synthétiques (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005). Pour obtenir une résine synthétique, il faut procéder à la polymérisation d'un monomère tel que le styrène ou l'acrylate. Ce procédé consiste à former de longues chaînes polymériques attachées entre elles avec un réticulateur qui est majoritairement le divinylbenzène. Les deux squelettes de résines les plus communs sont les polystyréniques et les polyacrylates. Il existe aussi des résines avec des squelettes à base de polyépoxyde ou de polymères de pyridine (Baruth, 2005). Le squelette de la résine est façonné chimiquement de manière à obtenir une bille sphérique de taille définie. Le

structure de la résine est soit macroporeuse ou en gel. Les résines en gel sont plus utilisées que les résines macroporeuses (Janelle, 2012). Ces dernières sont obtenues en ajoutant une substance inerte au procédé de polymérisation afin de créer des pores dans la structure. Ces pores permettent de retenir des composés de plus grande taille et d'augmenter la longévité de la résine mais ont une capacité d'échange ionique plus faible. C'est le groupe fonctionnel greffé à la bille de résine qui lui donne ses propriétés d'échange. C'est d'ailleurs ce groupe fonctionnel qui déterminera si la résine est anionique ou cationique. Les différents groupes fonctionnels sont présentés dans le tableau 1.6.

Tableau 1.6 : Groupes fonctionnels (Janelle, 2012; Montgomery Watson Harza (MWH), 2005)

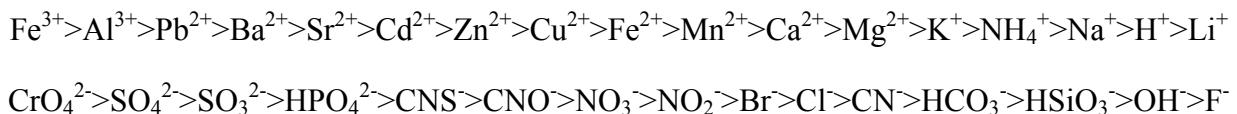
Type de résine	Base	Groupe fonctionnel	Capacité d'échange (meq/mL)	Composés ciblés	Ion régénérant
Cationique forte	Sulfone	SO_3^-	1,7-2,1	Cations ou cations divalents	H^+ ou Na^+
Cationique faible	Carboxylique	COO^-	4-4,5	Cations divalents et monovalents	H^+
Anionique forte type 1	Amonium quaternaire type 1	$\text{N}^+(\text{CH}_3)_3$	1-1,4	Anions et sulfate, nitrate, etc.	OH^- ou Cl^-
Anionique forte type 2	Amonium quaternaire type 2	$\text{N}^+(\text{CH}_3)_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}$	2-2,5	Anions et sulfate, nitrate, etc.	OH^- ou Cl^-
Anionique faible	Groupes amines	$(\text{CH}_3)_2\text{N}$	2-3	Anions divalents et monovalents	OH^-

L'appellation forte ou faible ne signifie pas la force physique de la résine, mais bien sa force électrolytique. Une résine cationique faiblement acide pourra échanger facilement un ion lorsque le pH de l'eau sera supérieur à 6, tandis que si elle est fortement acide, l'échange se fera

facilement dans toute la gamme de pH (1 à 14). Pour ce qui est des résines anioniques, une base forte permet l'échange avec un pH inférieur à 13 et une base faible, à un pH inférieur à 8,3.

1.2.1.2 Fonctionnement

Selon la résine utilisée, certains anions ou cations seront enlevés en premier selon l'affinité de cette résine. Ce qui détermine la sélectivité d'une résine est d'une part l'ion avec lequel elle a été régénérée et d'une autre part la charge ionique, le poids moléculaire et la concentration des ions. Généralement, les ions avec une valence élevée seront enlevés en premier, tout comme les ions avec un rayon hydraté plus faible (i.e. nombre de groupements H₂O entourant l'ion) (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005). L'ordre général de sélectivité pour les cations et les anions les plus fréquemment retrouvés dans l'eau est présenté ci-dessous (Kawamura, 2000).



Les résines sont régénérées avec les ions H⁺, Na⁺, Cl⁻ et OH⁻. Comme on peut le voir, ces ions sont relativement loin dans la chaîne d'affinité avec les résines. C'est pourquoi, lorsque une résine cationique avec H⁺ est immergée dans une eau très dure (CaCO₃), l'ion Ca²⁺ remplacera l'ion H⁺ sur la résine et il y aura formation de HCO₃⁻. La réaction d'échange pour une résine cationique faible est la suivante :

Équation 1.20



où n est la valence de l'ion, R le squelette de la résine et M l'ion à enlever dans l'eau.

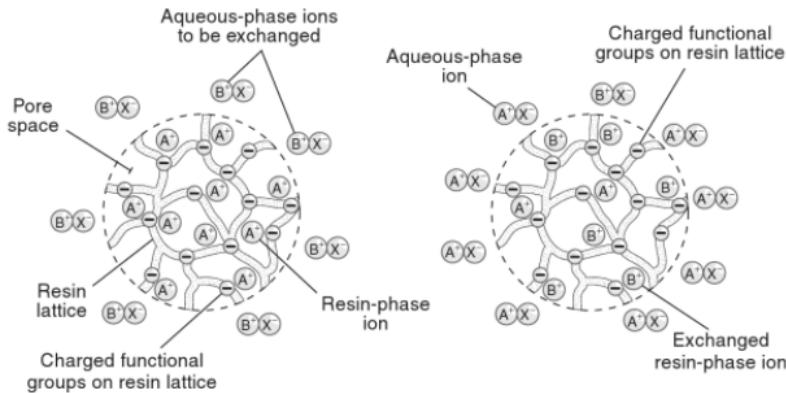


Figure 1.10 : Fonctionnement d'une résine cationique (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005)

Le processus d'échange ionique est purement stœchiométrique. En effet, le nombre de site chargé sur la résine déterminera le nombre d'ions ciblés qui pourront être enlevé, comme l'indique la figure 1.10. Lorsque tous les sites sont épuisés, il faut procéder à la régénération de la résine, c'est-à-dire recharger les groupes fonctionnels avec l'ion à échanger. La section 1.2.3 décrit plus en profondeur la régénération des résines.

Les résines cationiques sont principalement utilisées en adoucissement, c'est-à-dire pour enlever la dureté de l'eau causée par le calcium (Ca^{2+}) et le magnésium (Mg^{2+}). Les résines anioniques, quant à elles, peuvent être utilisées pour enlever les nitrates et les phosphates, mais aussi pour enlever la matière organique naturelle (MON), ce qui est l'intérêt du présent projet de recherche. La MON étant majoritairement chargée négativement, les résines anioniques offrent un prétraitement efficace à la désinfection en termes de réduction des précurseurs de sous-produits de désinfection (THM, AHA, etc.). Toutefois, les mécanismes d'enlèvement de la MON constituent un sujet de débat. Certains auteurs affirment que c'est l'échange ionique qui intervient et d'autres soutiennent que c'est de l'adsorption qui a lieu (Bolto, Dixon, Eldridge, King, & Linge, 2002; Boyer & Singer, 2008; Downey, 1995). Une étude très intéressante sur la stœchiométrie de l'enlèvement de la MON avec des résines a cependant démontré que l'enlèvement se faisait principalement par échange ionique (Boyer & Singer, 2008). En mesurant la densité de charge de la matière organique (prélevée dans la rivière Suwannee en Floride) dans

une eau synthétique contenant des ions carbonates, ils ont pu tracer l'enlèvement de MON par rapport à la quantité d'ions Cl^- rejetés dans l'eau (figure 1.11).

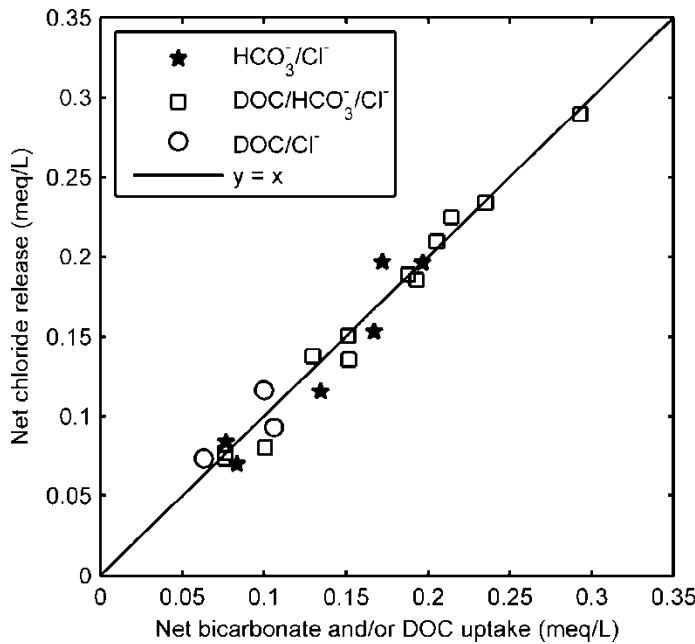


Figure 1.11 : Stœchiométrie de l'échange ionique avec une résine MIEX (Boyer & Singer, 2008)

Comme les résultats d'enlèvement de COD en présence d'ions carbonates en fonction de l'apport en ions Cl^- sont très près de la droite indiquant un échange 1 : 1, on peut conclure que la matière organique est enlevée par l'échange ionique dans ce cas. Une autre étude réalisée par Croue, Violleau, Bodaïre, and Legube (1999) apporte une nuance à ces résultats. Ils ont eux aussi utilisé de la matière organique provenant de la rivière Suwannee et l'ont préalablement caractérisée pour déterminer la fraction d'acides hydrophobes, transphiliques, hydrophiles et ultrahydrophiles ainsi que les composés transphiliques neutres. Ils ont utilisés trois résines anioniques dont deux bases fortes (gel et macroporeuse) et une base faible. Ils ont étudié l'impact de l'ajout de bicarbonates dans l'eau, qui favorisent l'enlèvement d'acides hydrophobes qui ont une masse moléculaire élevée par rapport aux acides hydrophiles. Leurs résultats ont permis de conclure que l'adsorption est le mécanisme principal d'enlèvement des composés de masse moléculaire élevée puisque le bicarbonate est supposé faire compétition à la MON en terme d'échange ionique. De plus, l'adsorption se fait plus facilement sur la résine macroporeuse que sur la résine en gel dû à la taille des pores. Finalement, ils ont observé l'influence du pH sur l'enlèvement de matière

organique. Pour déterminer si de l'échange ionique avait lieu, ils ont mesurés la quantité d'ions Cl^- relargués dans l'eau en meq/L afin de comparer avec la quantité de COD enlevée en meq/L. À pH 4, ils ont observés que l'adsorption est le mécanisme prépondérant puisque la quantité d'ions Cl^- était de beaucoup inférieure à la quantité de COD enlevée. Puisque la réaction d'échange d'ion est de 1 meq COD/L pour 1 meq Cl^- /L, une faible quantité d'ions Cl^- indique que la COD a été enlevé par adsorption. Toutefois, à pH 10, les résines anioniques sont plus efficaces. Ils ont aussi pu le constater car les résultats démontraient que l'échange ionique était le mécanisme prépondérant (Croue et al., 1999). On peut donc conclure que selon la matière organique contenue dans l'eau et selon le pH, il y aura une quantité qui sera adsorbée sur la résine et une autre qui sera échangée avec des ions Cl^- .

1.2.1.3 Comparaison des résines pour l'abattement de COD

L'étude des résines échangeuses d'ions est un sujet complexe à étudier en laboratoire. C'est pourquoi l'équipe du Pr. Mohseni du département de génie chimique de l'université de Colombie-Britannique (UBC) s'est penchée sur le sujet et nous a communiqué leurs résultats. Un de leurs objectifs était d'émettre une recommandation quant au choix de la résine pour l'enlèvement de matière organique naturelle dans une eau de surface. Voici les résultats qu'ils ont obtenus.

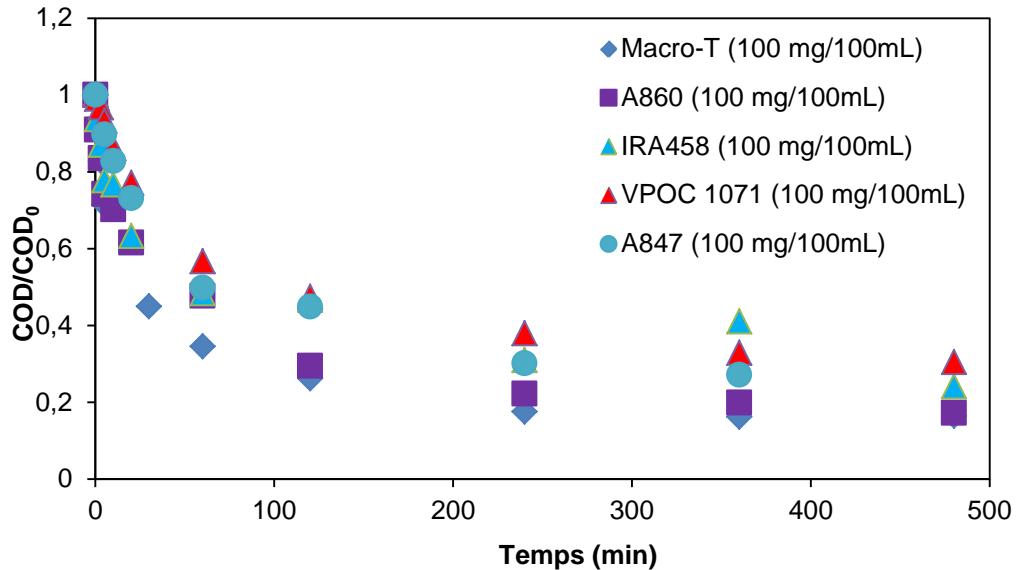


Figure 1.12 : Essais d'enlèvement de matière organique avec différentes résines (Bazri, Rahmani, Imoberdof, & Mohseni, 2012)

1.2.2 Mise en contact

1.2.2.1 Configuration du contacteur de résines

Généralement, les résines sont utilisées dans un cylindre pressurisé en lit fixe. L'eau est injectée par le haut du cylindre, traverse le lit de résine et est collectée dans le fond du réservoir. Cette méthode est surtout utilisée lorsqu'une eau de très haute pureté doit être produite, lorsqu'il faut réduire au minimum la consommation de produits chimiques ou pour avoir très peu de pertes d'eau. L'opération d'un lit fixe à contre-courant i.e. l'eau est introduite par le bas et sort par le haut du réservoir, est surtout utilisée lorsque la résine est assez lourde pour ne pas être fluidisée. Dans le cas contraire, le front d'échange ou l'interface ionique est brisé, ce qui empêche la résine de fonctionner correctement. Ces deux méthodes d'opération sont les plus communes mais comportent pourtant certains désavantages. Tout d'abord, l'opération se fait avec une régénération à chaque trois jours au minimum, ce qui implique d'avoir une redondance de 100%. De plus, la régénération prend beaucoup de temps et le procédé requiert de grands réservoirs (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005). L'emplacement du système d'échange ionique est aussi très important. Il faut noter que les résines n'enlèvent que les composés ionisés de l'eau.

C'est pourquoi il est déconseillé d'utiliser un lit fixe de résine pour enlever de la turbidité et des particules non-ionisées (Baruth, 2005). Les recommandations quant à la qualité de l'eau à traiter sont souvent fournies par le fournisseur de résines. Il n'y a cependant pas d'études qui ont porté sur l'effet de la qualité de l'eau à traiter sur les performances d'un système d'échange ionique.

Plusieurs systèmes opérant en continu ont été développés pour palier ces inconvénients. Par exemple, le système UPCORE qui est opéré avec un écoulement vers le bas contient un matériau inerte qui flotte en surface. C'est ce matériau qui permet de retenir les particules en suspension. De cette façon, le lavage à contre-courant se fait très rapidement et requiert une très petite quantité d'eau puisque les particules se trouvent majoritairement en surface. Aucun réservoir d'eau de lavage n'est nécessaire pour ce procédé. De plus, le système est insensible aux fluctuations de débits puisqu'il est opéré en lit fixe et donc l'interface ionique n'est pas perturbée. Le schéma de l'opération et de la régénération du système UPCORE se trouve à la figure 1.13. Un des désavantages de ce système est le fait que le lavage et la régénération ne sont plus entièrement indépendants.

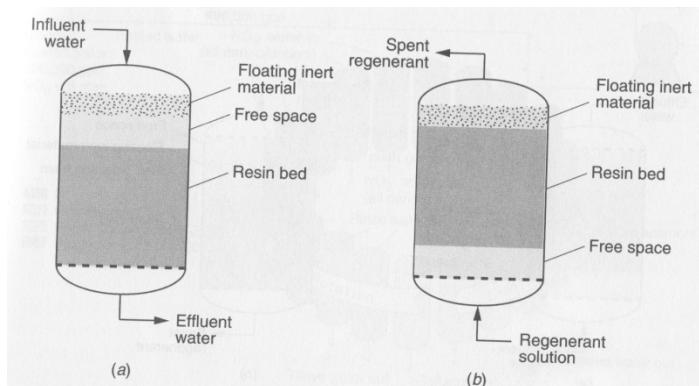


Figure 1.13 : Système UPCORE (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005)

Il est aussi possible d'opérer un système d'échange ionique en lit fluidisé, comme avec le système développé par Bayer et Lewatit (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005). L'écoulement se fait vers le haut et la régénération se fait avec un écoulement vers le bas. Un système de distribution est utilisé en bas du réservoir pour distribuer adéquatement l'eau à traiter et un autre se trouve en haut du réservoir pour acheminer le régénérant. Au-dessus du lit de résine se trouve une résine de polissage et une couche de matériau inerte qui permet de retenir la résine

en place et d'améliorer la distribution de régénérant au-travers du lit. Le schéma de ce système est présenté à la figure 1.14.

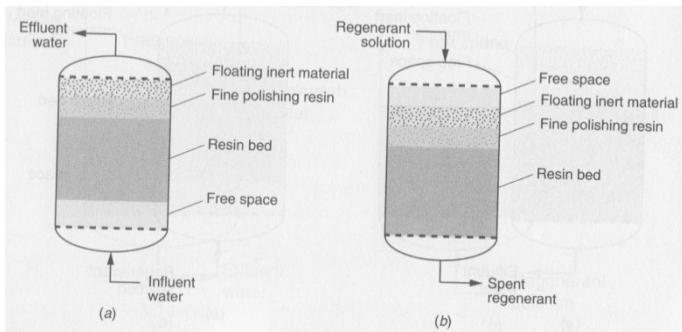


Figure 1.14 : Système Bayer-Lewatit (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005)

Finalement, certaines résines peuvent être utilisées dans un réacteur complètement mélangé. C'est le cas de la résine MIEX^{md} (« magnetic ion exchange ») qui peut être utilisée en début de procédé avec de l'eau brute, contrairement aux autres types de résines qui supportent mal l'eau de moins bonne qualité. La composante magnétique de cette résine permet de séparer rapidement la résine de l'eau. Une partie de la résine (5 à 10%) est régénérée dans un réservoir adjacent tandis que le reste de la résine est renvoyée dans le réservoir principal. La régénération se fait donc en continu, ce qui représente un avantage non négligeable lors de la conception d'une unité de traitement. De plus, comme la sélectivité de cette résine est très forte pour la MON, le principal ion en compétition est le SO₄²⁻ (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005).

1.2.2.2 Combinaisons de résines

L'eau de surface contient souvent de la matière organique en excès mais peut aussi contenir d'autres ions chargés positivement comme du calcium, du magnésium, du fer ou autres métaux. La résine anionique ne permettant pas d'enlever ces composés, il faut avoir recours à une résine cationique. De plus, la dégradation du squelette des résines due à plusieurs facteurs autant physiques (abrasion, compression due à de trop grandes pertes de charges, etc.) que chimiques (oxydation, précipitation de fer et de manganèse), ce qui peut donner un certain goût et une odeur à l'eau traitée. Encore une fois, il est possible de remédier à la situation en utilisant une résine cationique. Lorsque le système est opéré en lit fixe avec un écoulement vers le bas, le volume de résines sera constitué de 2/3 de résine anionique en surface et de 1/3 de résine cationique dans le

fond. Lorsqu'une résine MIEX est utilisée dans un réacteur parfaitement mélangé et que l'eau présente des problèmes de dureté, l'utilisation d'une résine cationique simultanément dans le réacteur permet un enlèvement de dureté supérieur à 55% et un enlèvement de COD de 70% pour un temps de contact de 20 minutes (Apell & Boyer, 2010). Finalement, la combinaison de résines échangeuses d'ions est fréquemment utilisée pour produire de l'eau déminéralisée. Pour ce faire, une résine cationique forte régénérée avec des ions H^+ et une résine anionique forte régénérée avec des ions OH^- sont complètement mélangées dans un système d'échange ionique. Comme la réaction est très rapide, il n'y a pas de réaction inverse qui se produit. Toutefois, il est impossible de régénérer le lit de résine mélangé. Il faut donc séparer les deux résines ce qui se fait aisément puisqu'elles ont préalablement été sélectionnées selon leur masse volumique. Grâce au lavage à contre-courant, la résine la plus légère (souvent la résine anionique) se retrouve en haut du système. L'injection de NaOH se fait par le haut pour régénérer la résine anionique et l'injection de HCl se fait par le bas afin de régénérer la résine cationique. La dernière étape est le mélange des deux résines qui se fait pas injection d'air. L'efficacité du mélange déterminera l'efficacité de la déminéralisation de l'eau (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005).

1.2.2.3 Paramètres d'opération

La conception d'un système d'échange ionique est basée sur plusieurs facteurs dont le temps de contact en fût vide, la vitesse superficielle et le débit volumique exprimé en multiples du volume du lit filtrant par heure (BV/h ou BV = bed volume). La plage typique du débit volumique est de 8 à 40 BV/h. De plus, la profondeur minimale du lit recommandée est de 30 po (76 cm) et peut aller jusqu'à plusieurs mètres (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005). Le temps de contact en fût vide, quant à lui, varie normalement entre 1,5 et 7,5 minutes et s'exprime comme le ratio entre le volume de résine (m^3) et le débit volumique (m^3/min) (American Water Works Association (AWWA), 1999). En reliant ces trois paramètres, il est possible de déterminer le volume de résine à utiliser donc les dimensions du réservoir. Il faut trouver le point optimal qui permettra d'effectuer un traitement adéquat tout en minimisant les coûts en capital. Plus la concentration en carbone organique est élevée dans l'eau à traiter, plus le débit volumique sera petit. Par exemple, pour une eau contenant moins de 5 mg/L de COT, le débit volumique sera de

24 BV/h. Pour une eau contenant entre 5 et 20 mg/L de COT, le débit volumique sera de 16 BV/h et pour une concentration supérieur à 20 mg/L de COT, il sera de 8 BV/h (Downey, 1995).

La durée de cycle est un paramètre beaucoup plus complexe à déterminer. Il faut en effet trouver le moment à partir duquel il y a une percée, c'est-à-dire que la concentration du contaminant ou de l'ion à enlever augmentera subitement à l'eau traitée. Ceci indique que la résine est saturée donc qu'elle n'a plus de capacité d'échange. Le meilleur moyen pour modéliser l'enlèvement d'un composé jusqu'à la percée est une série d'essais en laboratoire ou à l'échelle pilote. Ces essais doivent toutefois représenter avec justesse le procédé à l'échelle réelle, sinon il pourrait y avoir trop de biais entre les données du laboratoire et celles à pleine échelle. Une autre méthode pour déterminer la durée de cycle est la mesure en continu de composé à enlever à l'eau traitée. Toutefois, l'instrumentation nécessaire pour cette méthode peut être très dispendieuse et n'est pas appropriée pour les petits systèmes de traitement. Il existe d'autres façons de détecter la percée de certains composés, comme par exemple avec un conductimètre. Cependant, il peut être difficile de distinguer la percée des fluctuations normales de conductivité. Le pH-mètre peut aussi être utilisé, surtout pour les résines cationiques faibles qui relâchent de l'acide carboxylique jusqu'à ce qu'elles soient épuisées, ce qui engendre une augmentation subite du pH. La dernière méthode est l'échantillonnage de l'eau traitée en fonction du volume d'eau traité (exprimé en BV) jusqu'à ce qu'il y ait une percée. En utilisant un facteur de sécurité, la durée de cycle peut alors être déterminée (American Water Works Association (AWWA), 1999).

1.2.3 Régénération

La régénération de la résine est probablement l'étape la plus importante du procédé. En effet, une régénération inadéquate peut grandement affecter la performance du procédé et réduire la durée de vie de la résine de manière significative. Les sections suivantes portent sur les séquences utilisées et les méthodes en place pour évaluer l'efficacité de la régénération.

1.2.3.1 Séquence de lavage

Tout d'abord, le choix du régénérant est primordial. Pour une résine cationique, il faut utiliser du chlorure de sodium (NaCl) pour l'ion sodium ou de l'acide chlorhydrique (HCl) pour l'ion H⁺. Pour une résine anionique, le chlorure de sodium est aussi utilisé mais dans ce cas c'est pour l'ion

Cl⁻. L'hydroxyde de sodium est aussi utilisé pour son groupement hydroxyle (OH⁻). L'utilisation du chlorure de sodium comme régénérant est très commune pour les résines cationiques utilisées pour enlever de la dureté et pour les résines anioniques utilisées pour l'enlèvement de MON. Une saumure est produite en trempant des morceaux de NaCl de haute pureté dans un bassin d'eau. Pour ce faire, le bassin contient un faux-fond sur lequel repose le NaCl qui est partiellement immergé. La saumure qui est plus dense que l'eau s'en va vers le fond du bassin. Il faut environ 24 heures pour produire une saumure saturée (Janelle, 2012).

Pour un système avec un lit fixe, la séquence de lavage est la suivante. Tout d'abord, lorsque la durée de cycle est atteinte, le système est rétro lavé avec l'eau à traiter pour avoir une expansion entre 50 et 100%. Ce lavage permet à la résine de se débarrasser des particules qu'elle a retenues et de reclasser le média. Cette étape dure entre 5 et 15 minutes. Par la suite, le régénérant, à une concentration typique de 100-200 g/L NaCl, est injecté dans la résine de façon à avoir un écoulement dans le même sens que lorsque le système est en opération. Le débit utilisé permet en général d'injecter une quantité de régénérant de 1 à 2 fois le volume du lit. L'injection d'eau à grand débit permet ensuite de rincer la résine (10 à 30 minutes) jusqu'à ce que l'eau à la sortie soit de bonne qualité. Finalement, le système est remis en opération (Janelle, 2012; Montgomery Watson Harza (MWH), 2005).

Quand un système à lit fluidisé est utilisé, les mêmes étapes de lavages que celles présentées pour le lit fixe sont utilisées. Toutefois, l'injection de régénérant se fait à contre-courant. Cette méthode est reconnue pour diminuer les fuites ioniques puisque les ions à enlever se retrouveront au début du lit filtrant (injection d'eau à traiter) donc seront mieux retenus lors de la remise en opération du système (Montgomery Watson Harza (MWH), 2005).

Lorsque la résine se trouve dans un réacteur complètement mélangé, la régénération se fait en continu et en parallèle sur une fraction de la résine. Comme vu précédemment dans la section 1.2.2.1, de 5 à 10% de la résine est envoyée dans un bassin adjacent au contacteur. Dans ce bassin se trouve une solution de régénérant qui est dix fois plus concentrée en ion à échanger que le nombre de sites disponibles sur la résine. Cette étape d'une durée de 30 minutes est suivie d'un rinçage de la résine avant de la réinjecter dans le contacteur (Apell & Boyer, 2010; Montgomery Watson Harza (MWH), 2005).

1.2.3.2 Traitement des eaux de rejets

Le plus grand défi avec les résines échangeuses d'ions est la disposition des eaux de rejets qui sont souvent trop concentrées pour être envoyées directement dans l'environnement. Plusieurs se sont penchés sur la question et voici quelques solutions qui pourraient être envisageables.

Comme le régénérant le plus utilisé est le chlorure de sodium sous forme de saumure, il est primordial de s'assurer que la concentration en sel de l'eau de rejet ne dépasse pas les normes émises par le MDDEFP. Les composés les plus susceptibles de se retrouver dans les eaux de rejets d'un procédé d'échange ionique se trouvent dans le tableau 1.7.

Tableau 1.7 : Normes de rejets pour certains composés (Ministère du Développement Durable de l'Environnement de la Faune et des Parcs du Québec (MDDEFP), 2009)

Substances	Chlorures	Baryum	Nitrates
Valeur aiguë à l'effluent	1720 mg/L	$2 * e^{[(1,0629 * \text{dureté}) + 2,2354]}/1000$	200 à 400 mg/L
Critère chronique à respecter dans le milieu	230 mg/L	$e^{[(1,0692 * \text{dureté}) + 1,1869]}/1000$	40 mg/L

La valeur aiguë à l'effluent signifie la valeur pouvant créer 50% de mortalité chez les espèces sensibles exposées, ce qui correspond à deux fois le critère aigu (Ministère du Développement Durable de l'Environnement de la Faune et des Parcs du Québec (MDDEFP), 2009). D'autres paramètres normés sont présentés dans l'annexe 1. Le rejet de saumure dans l'environnement peut être nocif pour la biodiversité. De plus, il peut y avoir contamination d'une nappe phréatique se trouvant à proximité, ce qui engendrerait des complications futures pour la production d'eau potable. Comme la saumure peut contenir d'autres composés comme des nitrates ou des phosphates, le rejet dans un cours d'eau sans dilution pourrait causer des problèmes d'eutrophisation.

Pour tenter de diminuer l'impact des eaux de rejets, la solution la plus simple est l'acheminement vers les égouts ou vers une installation septique. Toutefois, les petites communautés ne possèdent pas toujours un réseau d'égout. De plus, il faut s'assurer que le débit d'eau de rejet n'est pas supérieur au débit d'eaux usées envoyé vers l'installation septique. Si les eaux de rejets peuvent

nuire au bon fonctionnement de la fosse septique, elles peuvent être directement envoyées vers le champ d'épuration. Dans le cas où cette solution ne peut être envisagée, il faut procéder à la dilution de ces eaux avant le point de rejet. Si l'eau est rejetée directement dans un cours d'eau, il faut s'assurer que le débit de dilution sera suffisant pour respecter les critères du tableau 1.7 et ce, lorsque le niveau du cours d'eau sera au plus bas (étiage) (Ministère du Développement Durable de l'Environnement de la Faune et des Parcs du Québec (MDDEFP), 2009). L'eau de dilution peut provenir d'un puits mais il est aussi possible d'utiliser l'eau de lavage des filtres, par exemple.

Il existe aussi certaines solutions de traitement des eaux de rejets, surtout appliquées pour les plus grandes installations. Lorsque la saumure contient des nitrates, il est possible d'utiliser un réacteur biologique à lit de boue afin de dénitrifier la saumure. Toutefois, les concentrations très élevées en sel peuvent nuire à la biomasse. C'est pourquoi il faut utiliser des bactéries dénitrifiantes halophiles qui peuvent tolérer des concentrations en sel jusqu'à 180 g/L (McAdam & Judd, 2008). Dans leur procédé pilote, Liu et Clifford (1996) ont pu réutiliser 38 fois leur saumure qui était préalablement dénitrifiée. Pour une résine qui enlève de l'arsenic, il a été démontré qu'en maintenant la concentration d'ions Cl^- à 1 M dans la saumure sans en enlever l'arsenic, elle pouvait être utilisée jusqu'à 20 fois (Clifford, Ghurye, & Tripp, 1998). Pour une résine anionique visant à enlever de la matière organique, une solution de NaCl et de NaOH a été utilisée 9 fois pour régénérer la résine. Il suffisait de garder une concentration en ions Cl^- de 2 M et en ions OH^- de 0,5 M (Kim & Symons, 1991). Ces différentes solutions, en plus d'être plus saines pour l'environnement sont aussi très économiques. Les coûts reliés à la régénération sont souvent non-négligeables, surtout pour les petites communautés.

1.3 Objectifs et hypothèses de recherche

La revue de littérature a permis de soulever plusieurs lacunes dans la recherche concernant la filtration granulaire et les résines échangeuses d'ions. En effet, peu de recherches ont porté sur les filtres pressurisés et leur application en eau de surface sans coagulation. De plus, même si les résines attirent beaucoup l'attention depuis quelques dizaines d'années, peu de travail a été effectué pour déterminer l'effet de la qualité de l'eau brute et des paramètres d'opération sur la performance des résines.

Avec ces considérations, la question de recherche suivante a été soulevée : comment coupler deux procédés de traitement (filtration granulaire et résines échangeuses d'ions) de façon à optimiser l'enlèvement de matière organique dissoute en présence de turbidité, tout en étant applicables aux petites communautés? Afin de répondre à cette question, des objectifs ont été fixés et des hypothèses de recherche ont été posées.

1.3.1 Objectifs

L'objectif général de ce projet était de concevoir et de tester un procédé pilote qui couple la filtration granulaire aux résines échangeuses d'ions pour l'enlèvement de la matière organique dissoute en présence de turbidité dans les eaux de surface. Les objectifs spécifiques en lien avec l'objectif général sont énumérés ci-dessous.

- 1- Évaluer différentes configurations de filtres granulaires sous pression pour l'enlèvement de la turbidité en faisant varier la granulométrie, les médias filtrants et la vitesse superficielle
- 2- Évaluer l'importance d'utiliser un prétraitement de filtration de la turbidité afin de maintenir la performance d'un système d'échange ionique utilisé pour l'enlèvement de matière organique
- 3- Évaluer l'effet du débit volumique sur l'enlèvement de matière organique d'un système d'échange ionique à lit fixe
- 4- Évaluer la performance globale d'une chaîne de traitement couplant un filtre granulaire pressurisé et un contacteur de résines échangeuses d'ions en lit fixe

1.3.2 Hypothèses de recherche

Les hypothèses de recherche suivantes ont été posées en fonction des objectifs spécifiques, qui permettront par la suite de les valider ou de les réfuter.

- 1- Un filtre multimédia a de meilleures performances qu'un filtre bicouche au niveau de la turbidité et du nombre de particules présents à l'effluent

- 2- Une trop forte turbidité à l'affluent des résines a un effet négatif sur les performances d'abattement de la matière organique
- 3- Le débit volumique n'a pas un effet significatif sur les performances de la résine
- 4- Les objectifs de traitement (enlèvement de la matière organique dissoute et de la turbidité) seront atteints seulement avec le procédé couplé (i.e. filtre + résines)
- 5- Le procédé proposé peut être appliqué pour le traitement des eaux de surface avec une turbidité maximale de 10 U TN et une concentration en carbone organique dissous inférieure à 8 mg/L

Le prochain chapitre portera sur la méthodologie utilisée pour permettre d'atteindre les objectifs présentés précédemment.

CHAPITRE 2 MÉTHODOLOGIE

Ce chapitre portera sur la méthodologie employée pour la réalisation et l'opération du procédé à l'échelle pilote ainsi que sur les méthodes de travail utilisées pour les analyses réalisées en laboratoire.

2.1 Plan expérimental

Dans le but de rencontrer les objectifs formulés dans la section 1.3 de ce mémoire, un plan expérimental a été élaboré. Comme le projet portait sur deux procédés distincts (filtration et IX) dans le but de les coupler, ils ont tout d'abord été étudiés séparément. Dans un premier temps, un procédé à l'échelle pilote portant sur la filtration granulaire a été opéré pendant dix mois (juin 2012 à mars 2013) à l'usine Ste-Rose (Ville de Laval). En parallèle, une étude visant à définir le choix d'une résine échangeuse d'ions à tester a entièrement été réalisée à l'échelle du laboratoire par l'équipe du département de génie chimique de l'Université de la Colombie-Britannique (UBC). Suite aux conclusions de cette étude, un essai pilote couplant filtration granulaire et résine échangeuse d'ions a été menée à Laval. Le présent mémoire se limite à présenter les essais pilotes de filtration granulaire et ceux du procédé intégré.

2.1.1 Pilote de filtration granulaire

Le premier objectif de recherche portait sur l'étude de la configuration du filtre en termes de granulométrie, de médias utilisés et de vitesse superficielle de filtration. Il était possible de tester quatre configurations différentes à la fois puisque l'unité pilote se situant à l'usine de filtration Ste-Rose, à Laval, comprenait quatre colonnes de filtration en PVC de 4 po (10,2 cm) de diamètre. Au total, dix configurations différentes de filtre ont été testées sur une période de dix mois. Ces essais se sont déroulés en trois phases. La première, menée à l'été 2012, a permis de comparer deux granulométries et deux vitesses de filtration sur des filtres bicouches constitués de charbon actif en grain et de sable de silice. La phase 2 qui s'est déroulée d'août 2012 à février 2013 avait pour but de tester différents médias comme l'antracite dans un filtre bicouche et l'ilmenite dans un filtre tricouche. Enfin, la phase 3 qui a eu lieu de février à avril 2013 portait

sur l'étude d'une vitesse de filtration intermédiaire de 5 m/h pour les quatre configurations testées lors de la phase 2.

2.1.1.1 Description du montage

Les filtres granulaires ont été conçus pour supporter des pressions d'opération allant de 0 à 20 psi. Afin de pressuriser le système et de contrôler le débit de filtration, des pompes péristaltiques *Masterflex L/S* modèle 7523-80 ont été utilisées. Chaque pompe était équipée de deux têtes en parallèle afin d'alimenter deux colonnes de filtration. Ce modèle de pompe utilise des tubes *Masterflex* no 17 en silicone de la série *PharMed* avec un diamètre interne de $\frac{1}{4}$ po (0,64 cm). Ces derniers étaient reliés par un raccord en plastique à un tube transparent de $\frac{1}{4}$ po (0,64 cm) de diamètre interne. L'écoulement se faisait du haut vers le bas de la colonne. Une crêpine située sur le plancher de la colonne récupérait l'eau filtrée qui était envoyée vers un bassin et vers un turbidimètre. La tête de la colonne était équipée d'un manomètre afin de suivre la pression ainsi que d'une vanne à boisseau trois voies. Cette vanne permettait de purger manuellement l'air qui se trouvait dans la colonne en périodes de dégazage, c'est-à-dire lorsque l'eau était plus froide que la température ambiante de l'usine. Afin d'éviter que la colonne se vide lorsque la perte de charge était insuffisante, la sortie d'eau filtrée (tube transparent $\frac{1}{4}$ po (0,64 cm)) remontait le long de la colonne jusqu'à 15 cm au-dessus du média. À cet endroit se trouvait un raccord en T afin d'envoyer une partie de l'eau filtrée vers un turbidimètre en continu et l'autre partie vers le bassin de récupération.

Les sorties d'eau filtrée des quatre colonnes étaient reliées à deux turbidimètres en continu. C'est pourquoi quatre vannes solénoïdes reliées à une minuterie de marque *ChronTrol* permettaient d'alimenter en alternance les turbidimètres (2 heures d'alimentation par sortie à chaque période de 4 heures). Finalement, sept orifices ont été percés le long des colonnes afin de permettre un échantillonnage dans le média. Dépendamment de la configuration du filtre, des vannes à boisseau avec un tube de 2 po (5,1 cm) de longueur dont l'extrémité était recouverte d'un tamis étaient connectées aux orifices afin de prendre un échantillon d'eau au milieu de la colonne. La figure 2.1 représente le schéma du montage des quatre premières colonnes de filtration et les figures 2.2 et 2.3 représentent le procédé pilote.

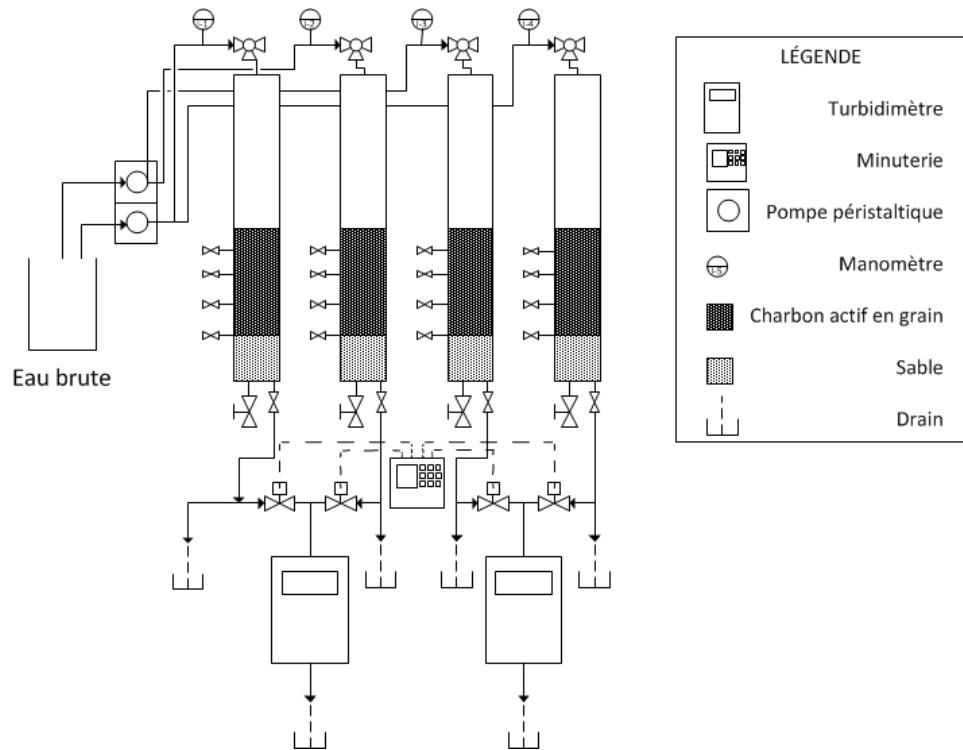


Figure 2.1 : Schéma du montage des colonnes de filtration



Figure 2.2 : Pompe péristaltique

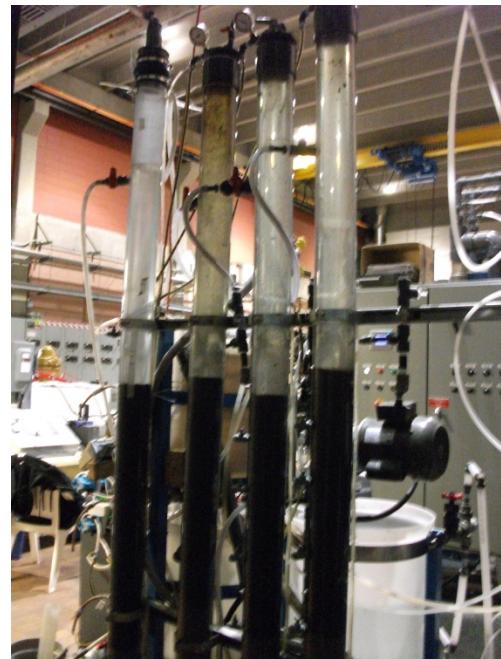


Figure 2.3 : Colonnes de filtration

2.1.1.2 Phase 1 : été 2012

Les quatre premières configurations de filtres à être testées sont décrites dans le tableau 2.1. Le lit filtrant était composé de charbon actif en grain de type Picabiol No2 et de sable de silice. Le Picabiol est un charbon à base de bois macroporeux qui est conçu pour opérer en mode biologique. Ces filtres ont été opérés pendant 3 mois, soit de juin 2012 à août 2012.

Tableau 2.1 : Configurations de filtres de la phase 1

Nom de la configuration	Type de filtre	Vitesse superficielle	Médias	Épaisseur du média	Diamètre effectif (d_{10})	Coefficient d'uniformité	L/d
STD-2	Bicouche	2 m/h	CAG	70 cm	1,2 mm	ND	1432
			Sable	30 cm	0,4 mm	1,49	
FIN-2	Bicouche	2 m/h	CAG	70 cm	0,6 mm	ND	2611
			Sable	30 cm	0,2 mm	2,24	
STD-10	Bicouche	10 m/h	CAG	70 cm	1,2 mm	ND	1432
			Sable	30 cm	0,4 mm	1,49	
FIN-10	Bicouche	10 m/h	CAG	70 cm	0,6 mm	ND	2611
			Sable	30 cm	0,2 mm	2,24	

Deux vitesses superficielles ont été sélectionnées pour les essais : 2 m/h et 10 m/h. Comme vu précédemment dans la revue de littérature sur la filtration granulaire, ces vitesses d'approche sont supérieures à celles d'un filtre lent mais couvrent plutôt celles utilisées dans les procédés conventionnels.

La granulométrie dite standard dans ce mémoire correspond à celle que l'on retrouve habituellement dans les filtres des procédés conventionnels (1,2 mm pour le CAG et 0,4 mm pour le sable). La granulométrie du CAG utilisé dans les stations de traitement se situe en effet entre 0,6 et 3 mm (Kawamura, 2000). Pour déterminer la granulométrie dite fine, la valeur inférieure de la plage de diamètre pour le CAG a été sélectionnée. L'équation 1.7 (Kawamura, 2000) permet de déterminer le diamètre du sable à utiliser en fonction de sa densité, de celle du CAG et de celle de l'eau. C'est pourquoi le diamètre effectif du sable dans la granulométrie dite fine était de 0,2 mm.

2.1.1.3 Phase 2 : Automne 2012 et hiver 2013

La phase 2 des expérimentations a duré 6 mois, soit d'août 2012 à février 2013. Pendant cette phase, deux des quatre configurations testées précédemment ont été remplacées par de nouveaux filtres (marqués d'un astérisque) dont les caractéristiques se trouvent dans le tableau 2.2.

Tableau 2.2 : Configurations de filtres de la phase 2

Nom de la configuration	Type de filtre	Vitesse superficielle	Médias	Épaisseur du média	Diamètre effectif (d_{10})	Coefficient d'uniformité	L/d
STD-2	Bicouche	2 m/h	CAG	70 cm	1,2 mm	ND	1432
			Sable	30 cm	0,4 mm	1,49	
FIN-2	Bicouche	2 m/h	CAG	70 cm	0,6 mm	ND	2611
			Sable	30 cm	0,2 mm	2,24	
*FIN-A-2	Bicouche	2 m/h	Anthracite	70 cm	0,6 mm	ND	2611
			Sable	30 cm	0,2 mm	2,24	
*TRI-2	Tricouche	2 m/h	CAG	70 cm	1,2 mm	ND	2068
			Sable	20 cm	0,4 mm	1,49	
			Ilménite	20 cm	0,2 mm	1,43	

Dans le but d'observer l'effet du média filtrant utilisé, le CAG a été remplacé par de l'anthracite de diamètre équivalent dans un nouveau filtre nommé FIN-A-2. Comme le filtre le plus performant de la phase 1 était le FIN-2, la granulométrie retenue ainsi que la vitesse de filtration pour le filtre contenant de l'anthracite étaient celles de cette configuration.

Afin d'atteindre l'objectif concernant l'effet du ratio de l'épaisseur d'un média sur son diamètre effectif (L/d), un filtre tricouche contenant du CAG, du sable de silice et de l'ilménite a été mis en place (TRI-2) et opéré à 2 m/h (vitesse superficielle donnant les meilleurs résultats). Le choix de l'ilménite par rapport au grenat a précédemment été expliqué dans la section de la revue de littérature concernant les matériaux filtrants.

2.1.1.4 Phase 3 : février à avril 2013

La dernière phase des essais avec les colonnes de filtration granulaire a duré seulement deux mois (février 2013 à avril 2013) et consistait à augmenter la vitesse superficielle à 5 m/h pour les quatre configurations testées dans la phase 2. Comme les configurations à 2 m/h ont données des

résultats similaires, une vitesse intermédiaire de 5 m/h a été sélectionnée afin de pouvoir faire une recommandation plus éclairée quant au choix de la configuration de filtre granulaire pour le procédé couplé. En effet, le choix de la vitesse de filtration est critique au niveau du coût en capitalisation du procédé.

2.1.2 Pilote du procédé couplé (filtre granulaire et résines échangeuses d'ions)

2.1.2.1 Filtre granulaire

Suite aux essais réalisés avec les dix configurations de filtres granulaires dans des colonnes de 4 po (10,2 cm) de diamètre, une configuration optimale a été retenue pour la conception du procédé couplé. Dans ce dernier, une colonne de filtration pressurisée de 14 po (35,6 cm) de diamètre a été utilisée afin d'avoir un débit suffisant pour alimenter en parallèle deux unités d'échange ionique. Comme il est recommandé d'utiliser 55 crêpines par m^2 soit environ une crêpine par 180 cm^2 (Ministère du Développement Durable de l'Environnement de la Faune et des Parcs (MDDEFP), 2006), cinq crêpines ont été utilisées pour constituer le fond du filtre, dont une (crêpine centrale) qui permettait d'injecter de l'air et de l'eau simultanément. Afin de protéger les crêpines et de mieux répartir le débit, elles ont été recouvertes par 8 cm de pierres de rivière ayant entre 1,9 et 3,8 cm de diamètre. La configuration optimale identifiée suite à la phase 3 était un filtre tricouche opéré à une vitesse superficielle de 5 m/h. Le filtre granulaire du procédé couplé contenait 11 cm d'ilménite ($d_{10}=0,2$ mm), 20 cm de sable de silice ($d_{10}=0,4$ mm) et 70 cm de CAG de type Picabiol No2 ($d_{10}=0,7$ mm) pour un ratio L/d de 2050. Dans le but d'éviter de biaiser les résultats de filtration en utilisant un charbon neuf, le CAG utilisé dans la nouvelle colonne a été prélevée directement dans un filtre biologique de la station de traitement de Ste-Rose, ce qui explique que le diamètre diffère de celui testé dans les petites colonnes de filtration.

Pour ce qui est de l'instrumentation, la colonne était dotée d'un manomètre électronique, d'un turbidimètre à l'eau brute et d'un turbidimètre à l'eau filtrée. La pompe alimentant la colonne de filtration était une pompe centrifuge MP-*Chemflo* avec une turbine de 6 po (15,2 cm) et une puissance de 1 H P (0,75 kW). Tous ces instruments permettaient de suivre en temps réel la pression, la turbidité et le débit de filtration. Toutefois, aucune consigne n'était programmée pour forcer l'arrêt de la colonne dans le cas où une valeur limite d'un paramètre était dépassée.

2.1.2.2 Systèmes d'échange d'ions

Comme l'objectif principal de ce projet était l'enlèvement de matière organique naturelle, il était primordial d'ajouter un procédé qui permettrait de cibler ce paramètre. Le choix s'est arrêté sur les résines échangeuses d'ions. La recommandation quant au choix de la résine, faite par l'équipe du département du génie chimique de UBC, était d'utiliser une résine anionique à base forte, soit la *Purolite A860*, une résine à base d'acrylate et d'éthyl-divinylbenzène. Ce type de résine est normalement opéré en lit fixe avec un écoulement vers le bas. Toutefois, certaines résines peuvent être utilisées dans un réacteur complètement mélangé, ce qui requiert un tout autre genre de système. Dans le cas présent, les résines étaient contenues dans un contacteur sous pression, soit un cylindrique de 44 po (112 cm) de hauteur et de 8 po (20,3 cm) de diamètre en polymère époxyde et en fibre de verre, recouvert de polyéthylène. Afin de recouvrir la crêpine située au fond du réservoir, 6 cm de gravier ($d_{10}=2$ mm) ont été utilisés. Par la suite, 0,75 pi³ (21,5 L) de résine neuve a été ajoutée dans le réservoir préalablement rempli d'eau. La tête du système était un contrôleur électronique du modèle 5600SXT de la compagnie *Hydrotech*. La régénération de la résine se faisait avec du sel comprimé *Crystal Plus*, pur à 99,8 %, de la marque *Sifto*. Un réservoir de 18 po (45,7 cm) de diamètre et 35 po (88,9 cm) de hauteur, avec un faux-plancher de 5 po (12,7 cm) de hauteur permettait la fabrication de saumure. Au démarrage, 40 kg de sel a été ajouté dans le réservoir.

Le deuxième objectif du projet visait à vérifier l'effet de la charge particulaire sur l'efficacité des résines. Deux systèmes de résines ont donc été opérés en parallèle : le premier alimenté directement avec de l'eau brute et le second alimenté par l'eau filtrée par le filtre tricouche. La figure 2.2 illustre le procédé couplé avec l'instrumentation et les figures 2.3 et 2.4 présentent le filtre tricouche et les systèmes d'échange ionique.

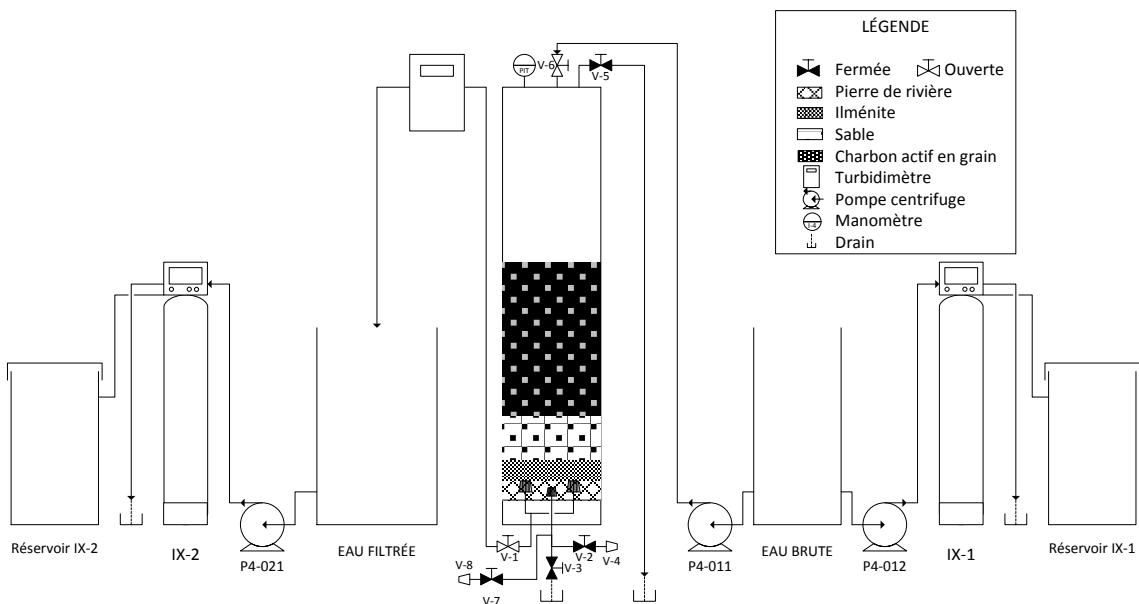


Figure 2.4 : Schéma du procédé couplé



Figure 2.5 : Filtre tricouche



Figure 2.6 : Systèmes d'échange ionique

2.1.2.3 Étape de désinfection

Pour que le procédé soit complet, il faut ajouter une étape de désinfection. Puisque la filière de traitement étudiée était destinée aux petites communautés, l'étape de désinfection serait assurée

par une unité de lampes aux ultraviolets avec une dose de 80 mJ/cm^2 précédée d'un préfiltre de $1 \mu\text{m}$ absolu afin de protéger les lampes. Cette technologie est approuvée dans le Guide de conception des petites installations de production d'eau potable (Ministère du Développement Durable de l'Environnement de la Faune et des Parcs du Québec (MDDEFP), 2009) et les performances de traitement ont déjà été répertoriées. C'est pourquoi aucune désinfection n'a été ajoutée au procédé pilote. De plus, au Québec, pour une application comprenant un système de distribution, il faudrait ajouter un point d'injection de chlore afin d'assurer une concentration résiduelle de chlore de $0,3 \text{ mg/L}$ à l'entrée du réseau de distribution (Ministère du Développement Durable de l'Environnement de la Faune et des Parcs du Québec (MDDEFP), 2009).

2.2 Suivi du procédé pilote

Les différents protocoles utilisés et les conditions d'exploitation du pilote sont présentés dans les sections suivantes.

2.2.1 Suivi du pilote de filtration granulaire

2.2.1.1 Échantillonnage

L'opération du pilote de filtration granulaire comprenant les quatre colonnes de filtrations n'a pas beaucoup changé pendant les trois premières phases du projet. Dépendamment de la configuration (bicouche vs tricouche), l'échantillonnage se faisait à l'eau brute, à différentes prises le long de la colonne et à l'eau filtrée. Les prises d'échantillonnage et la profondeur équivalente dans le média sont présentées dans le tableau 2.3. Il y est aussi indiqué si un échantillon était prélevé à cette prise ou non.

Tableau 2.3: Prises d'échantillonnage et profondeur équivalente dans le média

No prise	Profondeur	Bicouche	Tricouche
Prise 1	100 cm	Non	Oui
Prise 2	115 cm	Oui	Oui
Prise 3	130 cm	Oui	Oui
Prise 4	150 cm	Oui	Oui
Prise 5	160 cm	Non	Oui
Prise 6	170 cm	Oui	Non
Prise 7	180 cm	Non	Oui
Prise 8	200 cm	Oui	Oui

L'échantillonnage se faisait deux fois par semaine, principalement le lundi et le jeudi ou le mardi et le vendredi. Lors de la première visite dans la semaine, tous les points précédemment présentés étaient échantillonnés tandis que lors de la deuxième visite au pilote, seulement l'eau brute et l'eau filtrée étaient échantillonnées. Un récipient en plastique de 100 mL préalablement lavé au savon versa-clean et rincé trois fois à l'eau du robinet, trois fois à l'eau déminéralisée et trois fois à l'eau milli-Q était utilisé pour recueillir les échantillons. L'heure à laquelle l'échantillon était prélevé était notée sur le récipient afin de pouvoir comparer les mesures de turbidité à celles des prises en continu.

Par la suite, des mesures de pressions étaient effectuées à chaque prise disponible à l'aide d'un manomètre. Ce dernier était partiellement vissé à la vanne à biseau dont l'ouverture se faisait progressivement, jusqu'à ce qu'une goutte d'eau s'échappe. Cette manœuvre permettait d'enlever l'air entre la vanne et le manomètre. Par la suite, le manomètre était complètement vissé et la vanne ouverte à 100%. Afin de suivre l'évolution de la perte de charge dans la colonne, les lectures du manomètre en tête de colonne étaient recueillies à chaque échantillonnage.

Certaines vérifications étaient essentielles afin d'assurer le bon fonctionnement du procédé. Par exemple, si un coussin d'air s'était formé dans une colonne, il fallait le purger et remettre la colonne en eau. Pour ce faire, la vanne d'eau filtrée était fermée et la vanne trois voies était partiellement ouverte, ce qui permettait à l'eau d'entrer dans la colonne et à l'air d'en sortir par la même occasion. Un autre paramètre opérationnel à vérifier était le débit fourni par les pompes péristaltiques. Une mesure de débit prise à la sortie d'eau filtrée de chaque colonne était faite à

chaque échantillonnage. Par la suite, comme une pompe fournissait deux colonnes, il fallait ajuster le débit de la pompe à partir des deux débits fournis en faisait la moyenne. Lorsqu'un débit était significativement trop bas, le tube no 17 dans la pompe était remplacé par un tube neuf. Finalement, il fallait effectuer la maintenance des turbidimètres en les lavant avec de l'eau de service une fois par semaine. Le bassin d'eau brute, quant à lui, était nettoyé une fois par mois. Il fallait donc arrêter les quatre colonnes, arrêter la pompe d'eau brute, vider le réservoir et brosser les parois tout en les rinçant avec l'eau de service. Par la suite, afin d'éviter de récupérer dans le réservoir la saleté qui se détachait des conduites lorsque la pompe d'eau brute était remise en marche, les cinq premières minutes d'alimentation au réservoir étaient directement envoyées au drain.

2.2.1.2 Protocole de lavage des colonnes de filtration

Les lavages des colonnes de filtration se faisaient manuellement lorsque le manomètre en tête de colonne indiquait 20 psi. Dans la phase 1, les premiers lavages ont été faits avec de l'eau de service uniquement, à contre-courant pour obtenir une expansion de 40% du média filtrant. Par la suite, comme il y avait des problèmes d'efficacité au niveau du lavage, une étape d'injection d'air a été ajoutée au protocole qui suit.

- 1- Fermer la pompe péristaltique
- 2- Fermer la vanne d'eau filtrée en bas de colonne
- 3- Mettre la vanne en tête de colonne en position ouverte vers l'atmosphère
- 4- Faire diminuer le niveau d'eau d'environ 30 cm en ouvrant la vanne sur le côté de la colonne (vers le drain)
- 5- Connecter le compresseur au rotamètre et relier le tout au bas de la colonne.
- 6- Ouvrir la vanne du rotamètre pour obtenir un débit d'air d'environ 6 L/min (44 m/h) pendant 5 minutes
- 7- Ouvrir la vanne du rotamètre pour obtenir un débit d'air d'environ 12 L/min (89 m/h) pendant 5 minutes
- 8- Fermer l'alimentation en air et attendre que le média se redépose.
- 9- Ouvrir la vanne sur le côté de la colonne (vers le drain)
- 10- Connecter l'alimentation en eau de service au bas de la colonne

- 11- Ouvrir graduellement la vanne de façon à avoir 40 % d'expansion du média
- 12- Prendre une mesure de turbidité à l'eau de lavage à intervalles de 10 minutes. Arrêter le rétro-lavage lorsque la turbidité atteint 10 UTN
- 13- Lorsqu'une turbidité à l'eau de lavage de 10 U TN est atteinte, réduire graduellement l'expansion jusqu'à 10% et fermer la vanne de côté (vers le drain) afin de remplir la colonne d'eau
- 14- Lorsque la colonne est pleine, fermer la vanne d'alimentation d'eau de service
- 15- Mettre la vanne en tête de colonne en position ouverte vers l'alimentation d'eau brute
- 16- Mettre en marche la pompe péristaltique et ouvrir la vanne d'eau filtrée en bas de colonne
- 17- Purger l'air en tête de colonne (si nécessaire)
- 18- En craquant la vanne d'eau filtrée, ajuster la pression dans la colonne à 1 psi

Il était important de craquer la vanne d'eau filtrée sur les colonnes dont la vitesse superficielle était de 2 m/h car ceci créait une perte de charge assez grande pour éviter que la colonne ne se vide de son eau.

2.2.2 Suivi du pilote du procédé couplé

La majorité de l'instrumentation du pilote du procédé couplé étant reliée à un système d'acquisition de données, le suivi du procédé pouvait se faire à distance. Toutefois, pour les analyses qui devaient être réalisées en laboratoire, il était nécessaire d'aller échantillonner au pilote.

2.2.2.1 Échantillonnage

La colonne de filtration de ce procédé n'étant pas équipée de prises d'échantillonnage en profondeur dans le média, seulement l'eau brute et l'eau filtrée étaient récupérées à des fins d'analyses. L'eau à la sortie des échangeurs d'ions était aussi récupérée. Sur les conduites de sortie des échangeurs, une vanne à biseau partiellement ouverte permettait d'envoyer une fraction du débit vers un COT-mètre *Sievers 900* en continu pour faire une analyse de carbone organique total (COT). Une minuterie *ChronTrol* faisait cycler les entrées au COT-mètre par tranches de 4 heures grâce à des vannes solénoïdes. Par la suite, l'eau filtrée et l'eau brute étaient

envoyées vers un premier filtre à cartouche de 20 µm absolu avant d'entrer dans le COT-mètre qui était doté d'un préfiltre de 40 µm. L'eau à la sortie des échangeurs ioniques était directement envoyée au COT-mètre en passant préalablement par le préfiltre de 40 µm. Une analyse de carbone organique total était réalisée à chaque 4 minute.

2.2.2.2 Protocole de lavage du filtre tricouche

Le protocole de rétro-lavage du filtre était très similaire à celui utilisé pour les colonnes de filtrations de 4 po (10,2 cm). Toutefois, comme la superficie de la colonne était 3,5 fois plus grande, il était nécessaire d'utiliser deux injections distinctes d'eau de service. La première était connectée aux 4 crêpines qui collectaient l'eau filtrée et la seconde était connectée à la crêpine centrale qui permettait aussi l'injection d'air. Donc après avoir effectué le lavage à l'air (voir section 2.2.1.2), la vanne de la crêpine centrale était graduellement ouverte. Par la suite, la vanne d'eau filtrée était graduellement ouverte afin d'obtenir une expansion du média de 40%. Par la suite, le protocole de lavage était le même que celui de la section 2.2.1.2.

2.3 Analyses en laboratoires

2.3.1 Analyses de particules

Pour un procédé de filtration, un paramètre important est la taille des particules que l'on retrouve dans l'eau à traiter. En effet, la distribution de particules permet d'orienter le choix de la filière de traitement à utiliser. L'instrument qui permet d'effectuer ce genre d'analyse est un analyseur de particules DPA 4100 de *Brightwell Technologies Inc.* Le schéma complet du système est présenté à la figure 2.7. Le protocole à suivre est détaillé dans la section suivante.

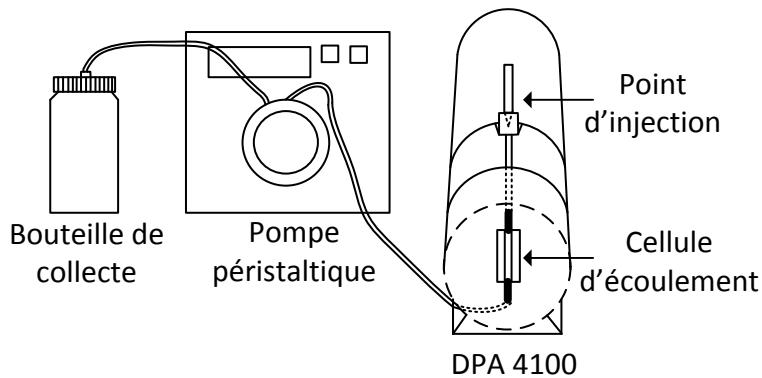


Figure 2.7 : Schéma du système d'analyse de particules

2.3.1.1 Protocole

L'échantillon à analyser est injecté dans une cellule d'écoulement en verre qui est insérée dans l'appareil. Dans un premier temps, il faut nettoyer cette cellule en injectant 5 mL de savon PCC54 concentré à 20% puis en rinçant avec 30 mL d'eau milli-Q filtrée sur un support *Millipore Express Plus* de 0,22 µm. Par la suite, il faut injecter 20 mL d'isopropanol 70% vol. (CAS 7732-18-5) afin d'assécher l'intérieur de la cellule. Les parois extérieures doivent être lavées avec l'isopropanol à l'aide d'un tampon anti-abrasif *Texwipe TX743B* et asséchée avec un tampon sec. La cellule est ensuite insérée dans l'appareil et le système est entièrement purgé avec 20 mL d'eau milli-Q filtrée sur le support de 0,22 µm. Il est ensuite nécessaire d'optimiser l'illumination du système, c'est-à-dire d'illuminer la cellule lorsqu'un échantillon d'eau milli-Q filtrée (0,22 µm) est pompé afin d'éliminer le bruit de fond causé par des taches sur la cellule ou sur la lentille de l'appareil.

Pour analyser un échantillon d'eau, il est nécessaire de pipeter 1 mL de l'échantillon et de placer directement l'embout de la pipette dans le point d'injection. Par la suite, la pompe péristaltique est activée et pompe l'échantillon avec un débit de 0,22 mL/min. Les premiers 0,2 mL ne sont pas analysés afin de s'assurer que la cellule est complètement remplie avec l'échantillon. Entre chaque échantillon, 10 mL d'eau milli-Q filtrée (0,22 µm) est pompée à travers le système au débit maximal de la pompe, soit 6,76 mL/min. Les analyses de particules sont faites en duplicita.

La gamme de tailles de particules analysées à l'aide de microphotographies et d'un analyseur d'image varie de 2 à 400 μm par intervalle de 0,25 μm . Toutefois, il est nécessaire de diluer l'échantillon si la concentration des particules de 2 μm est supérieure à 275 000 particules/mL.

2.3.2 Turbidité

La turbidité contrairement au décompte des particules est un paramètre normé par le Règlement sur la qualité de l'eau potable (Ministère du Développement Durable de l'Environnement de la Faune et des Parcs du Québec (MDDEFP), 2012b). En effet, l'eau traitée doit avoir en tout temps une turbidité inférieure à 5 UTN et être en moyenne mobile mensuelle inférieure à 1 UTN (5 mesures quotidiennes par semaine (Ministère du Développement Durable de l'Environnement de la Faune et des Parcs du Québec (MDDEFP), 2009)) dans le cas d'une chaîne de traitement utilisant une désinfection UV sur une eau de surface qui n'utilise pas de filtration membranaire ou de filtration assistée chimiquement (ce qui est le cas de la chaîne de traitement étudiée). La turbidité à la sortie de tous les filtres opérés durant le projet a été suivie en continu à l'aide de turbidimètres. Afin de valider ces mesures en continu, une mesure de turbidité était effectuée en laboratoire avec un turbidimètre *Hach 2100N*.

2.3.3 Absorbance UV à 254 nm

Après avoir effectué les analyses de particules et une mesure de turbidité, le volume restant de l'échantillon était filtré sur une membrane de 0,45 μm *Pall supor-450* de 47 mm de diamètre préalablement rincé avec 1 L d'eau milli-Q. Un spectrophotomètre *Hach DR500* était utilisé à une longueur d'onde de 254 nm pour faire les mesures d'absorbance UV. Une cellule de quartz de 1 cm était utilisée pour les analyses. Tout d'abord, il fallait vérifier l'absorbance UV de l'eau milli-Q comme valeur de référence pour les mesures futures ($\text{abs UV} < 0,01 \text{ cm}^{-1}$). L'échantillon filtré était ensuite versé dans la cellule de quartz et placée dans l'appareil pour prendre une mesure. L'absorbance UV était mesurée en triplicata.

2.3.4 Carbone organique total, dissous et biodégradable

Pour suivre l'abattement de carbone organique tout au long de la filière de traitement, des mesures de carbone organique dissous (COD) et de carbone organique dissous biodégradable

(CODB) étaient effectuées. Comme les filtres granulaires ne permettent pas d'atteindre un très grand abattement de COD et que les mesures à l'eau brute étaient relativement stables, un échantillonnage était effectué deux fois par mois pour le pilote de filtration granulaire (eau brute et toutes les sorties d'eau filtrée). Pour ce qui est du pilote du procédé couplé, comme la durée d'opération a été relativement courte, des échantillons étaient prélevés à chaque semaine (eau brute, eau filtrée et les deux sorties des échangeurs d'ions). De plus, le carbone organique total (COT) était suivi en continu pour les deux sorties des échangeurs d'ions à l'aide d'un analyseur *Sievers 900* décrit à la section 2.2.2.1.

2.3.4.1 Protocole

Pour faire des analyses de COT, COD et CODB, il est nécessaire d'utiliser de la verrerie sans trace de carbone. La verrerie utilisée était lavée avec du savon *Versa-clean* et rincée trois fois aux trois eaux (eau du robinet, eau déminéralisée et eau milli-Q) pour ensuite être chauffée à 500°C pendant 4 heures dans le four à moufle. Les échantillons étaient récoltés dans des bouteilles de 500 mL.

Pour une mesure de COT, il fallait filtrer une partie de l'échantillon sur une membrane de 80 µm préalablement rincée avec 1 L d'eau milli-Q. Pour une mesure de COD, il fallait filtrer l'échantillon sur une membrane de 0,45 µm préalablement rincée avec 1 L d'eau milli-Q. Un flacon de 40 mL était rempli avec l'échantillon filtré pour ensuite être analysé avec un COT-mètre *Sievers 5310C* équipé d'un échantillonneur automatique.

Pour ce qui est des mesures de CODB, un volume de 125 mL de l'échantillon filtré sur la membrane de 0,45 µm était ensemencé avec 2 mL d'eau brute préalablement filtré sur une membrane de 2,7 µm. De plus, 0,7 mL d'une solution de nutriments contenant du sulfate d'azote ($(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$) et du phosphate de potassium (KH_2PO_4) était ajouté à l'échantillon ensemencé. Pour déterminer le CODB, il fallait prendre une mesure de COD au temps zéro et y soustraire une mesure de COD après 30 jours d'incubation à 20°C dans l'obscurité, sans brassage ni aération. Toutes les mesures (COT, COD, CODB) étaient réalisées en duplicita.

2.3.5 Contrôle qualité

Les analyses de particules en laboratoire ont été effectuées en triplicata afin de s'assurer de la justesse de l'analyse, qui est très sensible au niveau des manipulations. De plus, les mesures de turbidité effectuées en laboratoires étaient comparées à celles réalisées par le turbidimètre en continu. Finalement, des mesures hebdomadaires de COT étaient réalisées en laboratoire par une technicienne afin de valider les mesures effectuées par le COT-mètre en continu sur le procédé couplé.

2.4 Analyses statistiques

Une analyse statistique a été réalisée sur certaines données expérimentales. Le format du diagramme à moustache a été utilisé pour présenter les données de particules, de turbidité, d'absorbance UV, de COD et de CODB. La distribution entière est utilisée pour chaque diagramme dont la boîte est limitée par les données du 25^e au 75^e percentile. Les moustaches représentent le minimum et le maximum de la distribution à l'intérieur d'un intervalle délimité par une fois et demie la différence entre le 75^e centile et le 25^e centile et ce, supérieur au 75^e centile et inférieur au 25^e centile comme le présente la figure 2.6. Les points « outliers » représentent donc les valeurs comprises entre le maximum ou le minimum de la distribution et trois fois la différence entre le 75^e et le 25^e centile. Au-delà de cet intervalle sont présentées les données extrêmes.

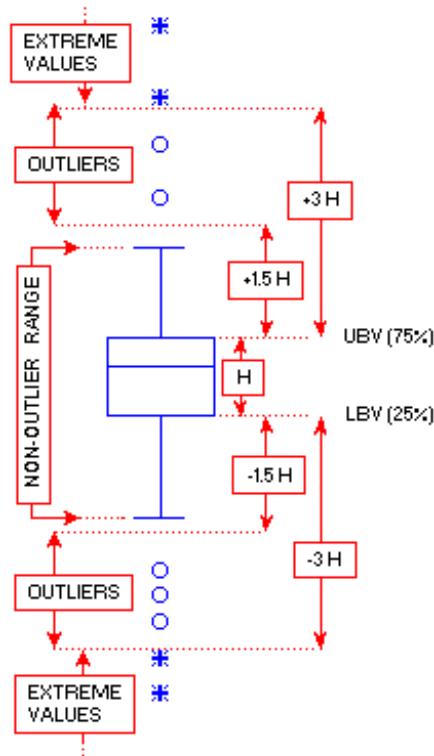


Figure 2.8 : Limites du diagramme à moustache (StatSoft Inc., 2011)

Pour déterminer si deux distributions sont statistiquement différentes, un teste T de Student était effectué. Si le résultat du test est inférieur ou égal à 5%, on peut conclure que les résultats sont statistiquement différents.

CHAPITRE 3 RÉSULTATS DE FILTRATION EN EAU CHAUDE

Dans le prochain chapitre, les résultats des essais de filtration granulaire en eau chaude seront présentés. Ces essais ont été réalisés durant les mois de mai à novembre 2012. La température de l'eau est considérée comme chaude durant cette période, c'est-à-dire en moyenne entre 15 et 25°C. Comme mentionné précédemment dans le chapitre sur la méthodologie, les quatre premières configurations de filtres à être mises à l'essai sont des bicouches standards (STD) ou fins (FIN) opérés à des vitesses superficielles de 2 et 10 m/h.

3.1 Présentations des résultats

3.1.1 Abattement de la matière particulaire

Dans le cas présent, les analyses de laboratoires ont permis de distinguer deux types de matière présente dans l'eau brute et l'eau filtrée. La matière particulaire est détectée par les analyses de particules et de turbidité, tandis que la matière organique dissoute est mesurée grâce à l'absorbance UV, le carbone organique dissous et sa fraction biodégradable, le CODB.

3.1.1.1 Analyses de particules et de turbidité

Tout d'abord, la figure 3.3 présente les valeurs de charge particulaire mesurées à l'eau brute et à l'eau filtrée pour les deux configurations testées ainsi que les mesures de turbidités. La figure 3.4 présente quant à elle l'abattement de particules et de turbidité pour les différents filtres.

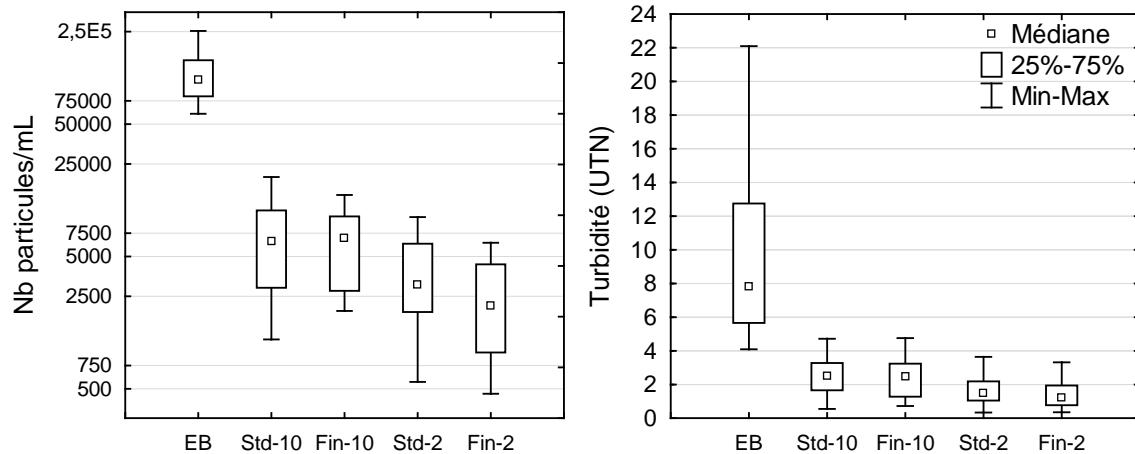


Figure 3.1 : Résultats des analyses de particules et de turbidité en eau chaude

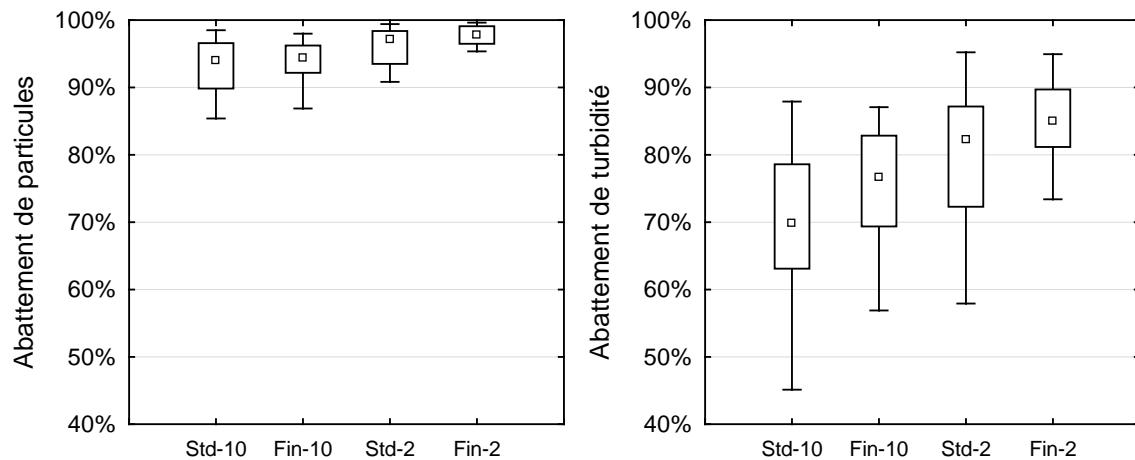


Figure 3.2 : Résultats d'abattement de particules et de turbidité en eau chaude

Le nombre de particules par millilitre est présenté sur une échelle logarithmique. La grande variabilité du nombre de particules à l'eau filtrée est en partie due au fait que les médias utilisés dans les filtres étaient neufs au début des essais. De plus, pendant la maturation du filtre après un rétro-lavage, les performances sont inférieures à la normale ce qui se traduit par une augmentation de la charge particulaire à l'eau filtrée. On peut rapidement voir que les filtres à 2 m/h permettent d'avoir la plus faible concentration de particules (médiane inférieure à 2 500 part/mL) à l'eau filtrée (Figure 3.3) et un abattement toujours supérieur à 90% (Figure 3.4). Pour ce qui est de la turbidité, toutes les configurations permettent de satisfaire le critère de 5 UTN en

tout temps et partiellement sous la barre du 1 UTN. Les filtres avec une granulométrie fine ont une turbidité moins variable que ceux avec une granulométrie standard et les filtres, mais il est difficile de conclure sur ce paramètre à partir du graphique de la figure 3.3. Il faut donc regarder l'abattement de turbidité pour voir clairement que le filtre fin à 2 m/h est le plus performant et que plus la granulométrie est fine, moins il semble y avoir de variabilité dans les résultats.

3.1.1.2 Pertes de charge et durée de cycle

La perte de charge est directement influencée par la granulométrie et la vitesse superficielle. Dans le cas présent, elle était le paramètre limitant la durée d'un cycle de filtration. La figure 3.5 présente un exemple du développement des pertes de charges en fonction du temps pour chaque configuration de filtres.

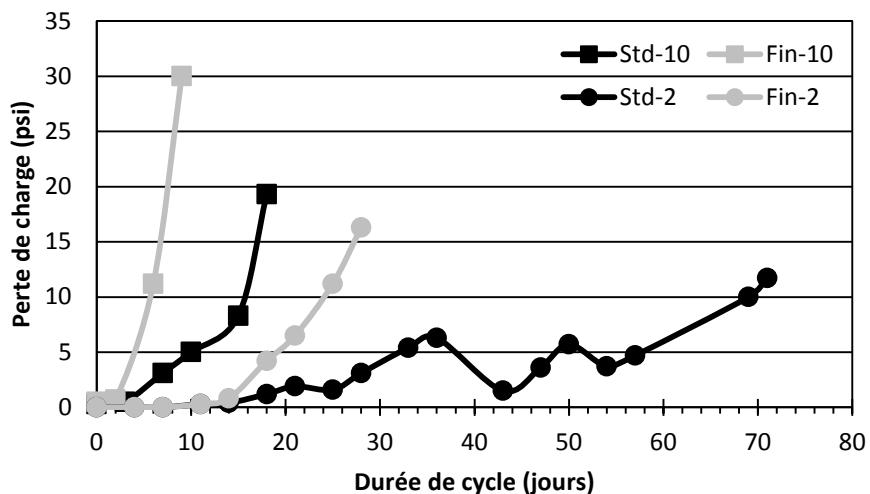


Figure 3.3 : Développement des pertes de charges pendant un cycle de filtration en eau chaude

Les variations observées pour le filtre standard à 2 m/h sont dues à des arrêts de la pompe pendant des périodes pouvant aller d'une heure à une journée. Chaque arrêt du filtre causait une diminution de la pression et donc l'allongement du cycle de filtration. Ce dernier a été lavé après plus de 70 jours car un trop grand encrassement du filtre rendait les rétro-lavages très difficiles et augmentait la formation d'agrégats de saleté. Les durées de cycles moyennes sont présentées dans le tableau 3.1.

Tableau 3.1: Durées de cycle pour les quatre configurations de filtres

Configuration	Durée de cycle (jours)		
	Minimum	Moyenne	Maximum
Std-10	7	18	25
Fin-10	4	10	17
Std-2	66	69	71
Fin-2	28	37	50

La figure 3.5 et le tableau 3.1 montrent que les filtres à 2 m/h ont une durée de cycle plus longue que celle des filtres à 10 m/h. De plus, on constate que les filtres standards ont une durée de cycle deux fois plus longue que le filtre à granulométrie fine opéré à la même vitesse superficielle. Il existe une assez grande variabilité dans les durées de cycle présentées précédemment. Dans le cas du filtre fin à 2 m/h, des problèmes opérationnels tels que l'arrêt de la pompe ont causés une perte de la pression dans la colonne. Ceci s'est traduit par une durée de cycle plus longue que la moyenne. Pour ce qui est des filtres à 10 m/h, l'efficacité du rétro-lavage et la qualité de l'eau brute ont beaucoup influencés la durée de cycle, ce qui explique que le filtre fin à 10 m/h avait des durées de cycles beaucoup plus courtes vers la fin des essais qu'au début.

3.1.2 Abattement de la matière organique dissoute

Des mesures d'absorbance UV de COD et de CODB ont été effectuées pendant toute la période des essais en eau chaude. Les valeurs obtenues seront tout d'abord présentées suivies d'une analyse des résultats en fonction du volume unitaire filtré (*Unit Filter Run Volume*) qui est le ratio entre le volume d'eau filtrée dans un cycle et la surface du filtre.

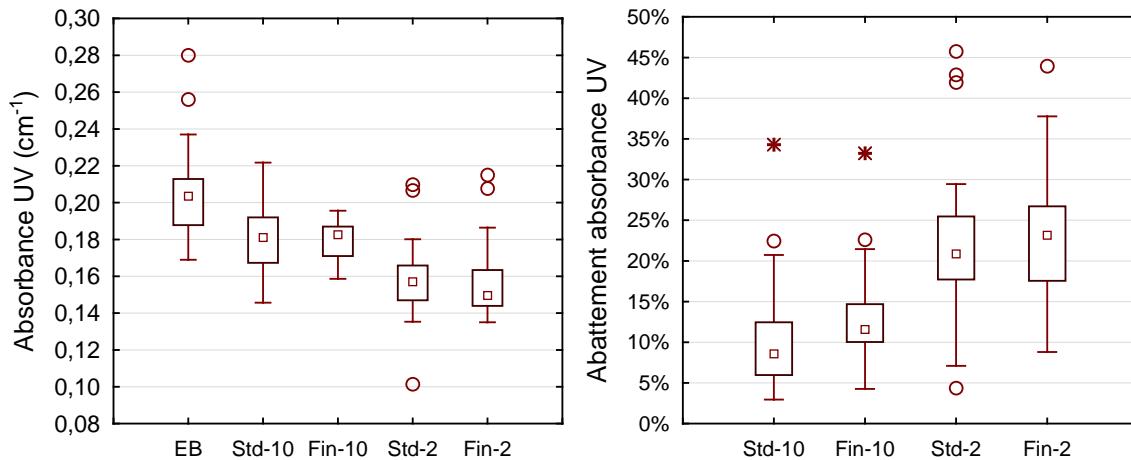


Figure 3.4: Mesures d'absorbances UV et d'abattement en eau chaude

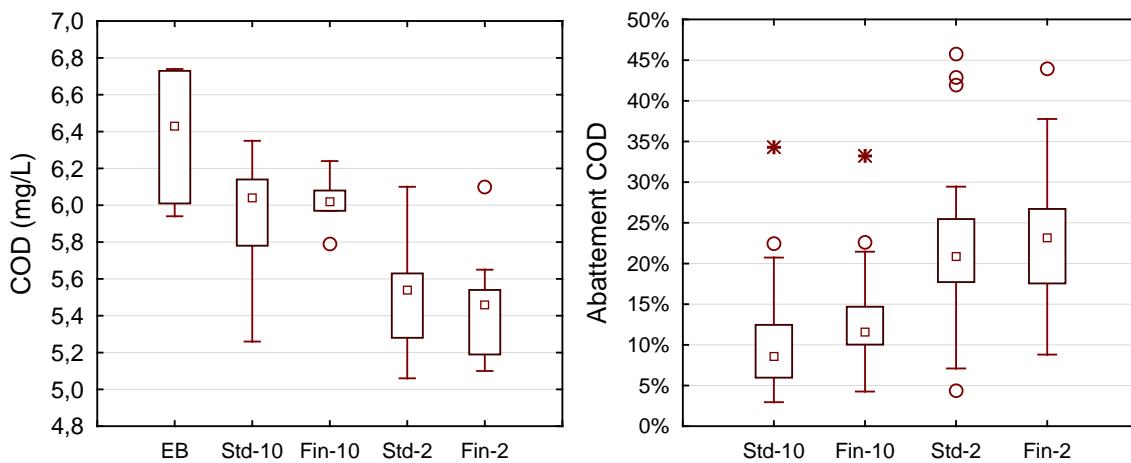


Figure 3.5 : Mesures de COD et d'abattement en eau chaude

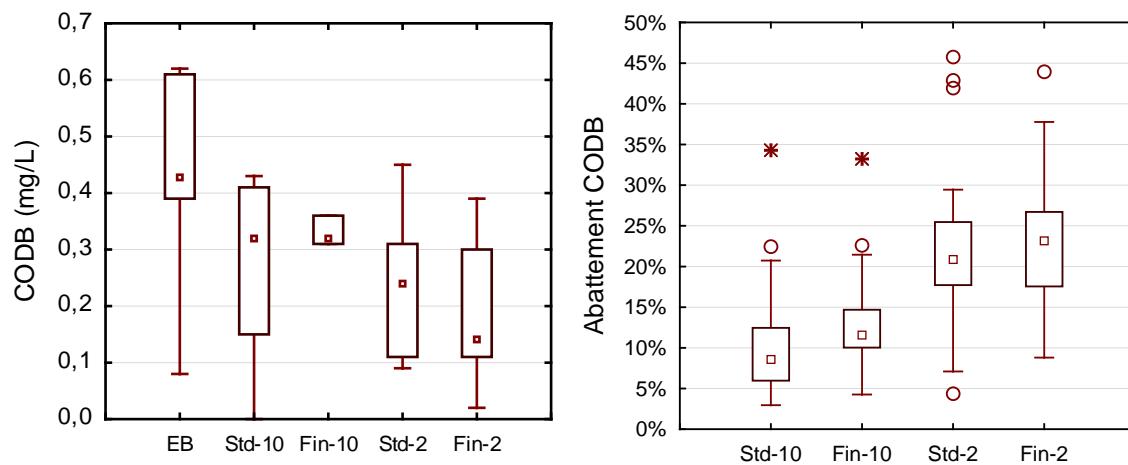


Figure 3.6 : Mesures de CODB et d'abattement en eau chaude

Ces trois paramètres montrent tous que les filtres à 2 m/h sont plus performants pour l'enlèvement de matière organique dissoute ce qui est cohérent avec le fait que l'adsorption autant que la biodégradation sont favorisées par une hausse du temps de contact. Toutefois, il n'existe pas de différence significative entre deux filtres opérant à la même vitesse mais possédant des granulométries différentes. En théorie, un charbon plus fin devrait favoriser une meilleure adsorption du COD. Toutefois, le charbon actif en grain utilisé possède une faible capacité d'adsorption. Pour vérifier que la capacité d'adsorption est épuisée, on peut comparer les résultats d'abattement du carbone organique réfractaire ($COR = COD - CODB$) en fonction du volume unitaire filtré (UFRV) puisque le COR est seulement éliminé par adsorption. Les courbes obtenues pour les filtres à 2 et à 10 m/h sont présentées à la figure 3.9.

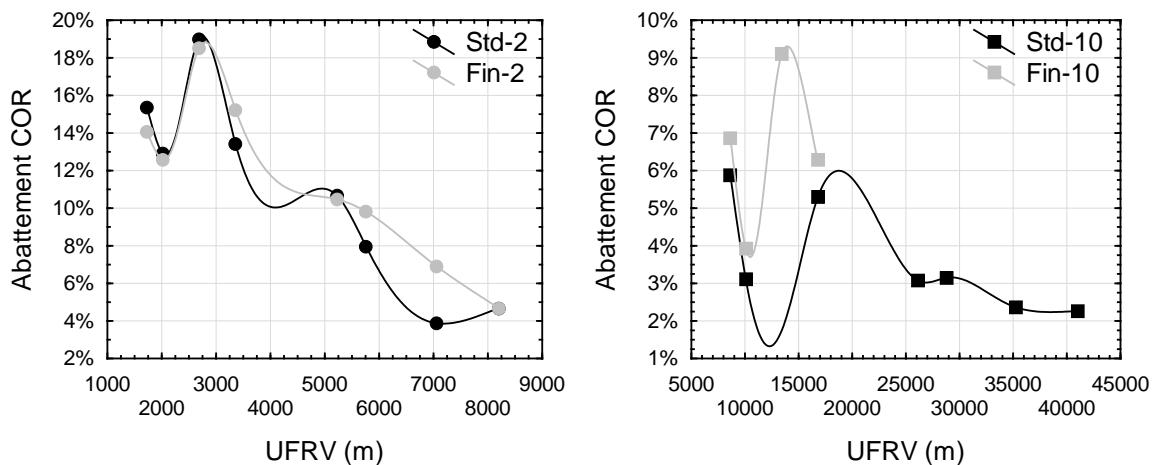


Figure 3.7 : Abattement de carbone organique réfractaire en fonction de l'UFRV

On peut voir sur le graphique de gauche qui représente l'abattement de COR pour les filtres à 2 m/h que le maximum d'abattement atteint est de 19% avant d'observer une diminution constante.

Sur la figure de droite où est représenté l'abattement de COR pour les filtres à 10 m/h, on peut voir que le maximum atteint avec le filtre fin (en gris) est de 9% comparativement à 6% pour le filtre standard (en noir). Il n'y a cependant pas assez de données pour déterminer si le charbon dans le filtre fin à 10 m/h était épuisé. Pour le filtre standard à 10 m/h, on peut observer une stabilité de l'abattement vers 25 000 - 35 000 m, soit environ cinq fois plus élevé que pour le filtre standard à 2 m/h.

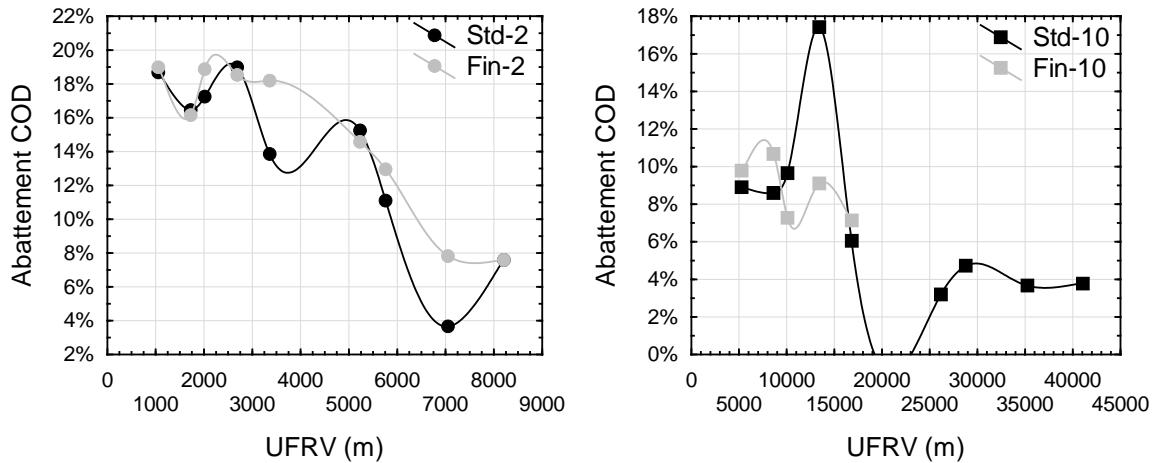


Figure 3.8 : Abattement de carbone organique dissous en fonction de l’UFRV

Afin de conclure quant à savoir si la matière organique dissoute est adsorbée ou dégradée, on peut comparer les graphiques des figures 3.9 et 3.10. On constate que plus de la moitié de la matière organique dissoute est adsorbée et que l’abattement de matière dissoute se stabilise autour de 8% pour les filtres à 2 m/h et 4% pour les filtres à 10 m/h.

3.2 Analyse mécanistique des résultats

3.2.1 Performances du filtre

L’analyse mécanistique des résultats visait à valider si la théorie de la filtration s’appliquait aux données expérimentales recueillies durant ce projet. La théorie concernant l’efficacité d’enlèvement de particules dans un filtre est difficile à vérifier avec des résultats expérimentaux si on utilise l’équation prédisant l’efficacité d’un filtre propre (η_0). En effet, cette équation (cf. Équation 1.1) s’applique pour un filtre propre avec un seul diamètre de collecteur, ce qui n’est pas le cas pour les essais réalisés. Une approche alternative consiste à utiliser l’équation du coefficient du filtre (λ) pour comparer les différentes configurations (cf. Équation 1.6). Pour présenter les résultats, il est également possible d’utiliser le paramètre L/d (profondeur de média/diamètre effectif du média). Il faut d’abord calculer le nombre de Reynolds pour chaque média de chacune des configurations afin de déterminer l’état de l’écoulement. Si le nombre de Reynolds est inférieur à 1, l’écoulement sera laminaire. S’il est entre 1 et 100, l’écoulement sera en régime transitoire et au-delà de 1000, l’écoulement sera turbulent (Montgomery Watson Harza

(MWH), 2005). Les nombre de Reynolds pour les quatre configurations sont présentés dans le tableau 3.2.

Tableau 3.2 : Nombre de Reynolds pour les différentes configurations

Configuration	Médias	Re	Régime
Std-10	CAG	3,6	Transitoire
	Sable	1,1	Transitoire
Fin-10	CAG	0,7	Laminaire
	Sable	0,2	Laminaire
Std-2	CAG	2	Transitoire
	Sable	0,6	Laminaire
Fin-2	CAG	0,4	Laminaire
	Sable	0,1	Laminaire

En régime laminaire, les pertes de charges varient selon le rapport L/d mais en régime transitoire ou turbulent, elles varient selon L/d^2 . Comme dans la majorité des cas l'écoulement est laminaire et que les conditions transitoires démontrent des nombre de Reynolds très près des conditions laminaires, les résultats seront exprimés en fonction du ratio L/d .

La figure 3.11 présente une synthèse des résultats d'abattements de particules et de coefficients des filtres. La moyenne des données recueillies pendant la phase 1 a été utilisée pour construire ces figures.

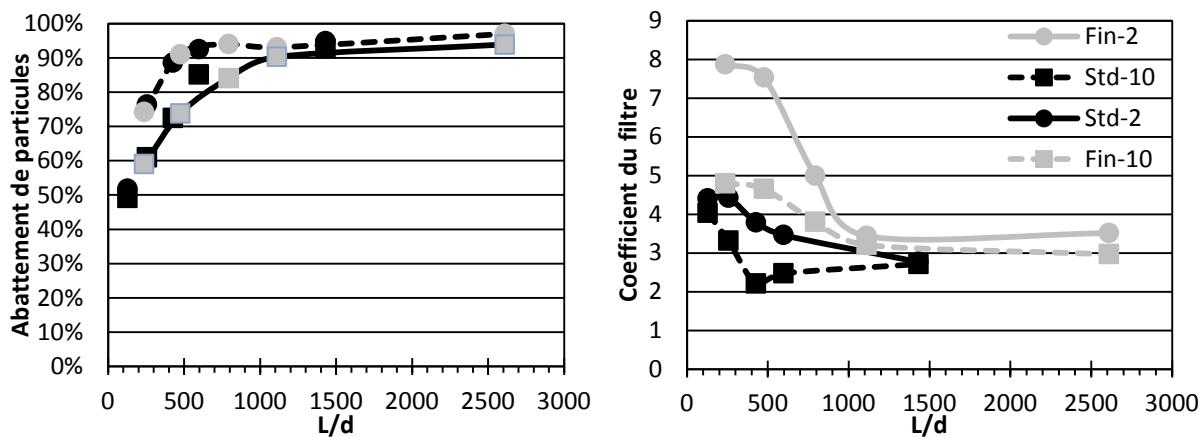


Figure 3.9 : Abattement de particules et coefficient de filtre en fonction de L/d

On constate que l'abattement de particules se stabilise pour chaque configuration à partir d'un certain ratio L/d . De plus, les profils sont très similaires pour des filtres opérés à des vitesses

équivalentes (ligne continue pour 10 m/h et pointillée pour 2 m/h). Pour les filtres à 2 m/h, l'abattement semble se stabiliser vers une valeur de L/d de 600 tandis que pour les filtres à 10 m/h, le plateau commence vers 1500. Donc plus la vitesse de filtration est élevée, plus le ratio L/d doit être élevé pour atteindre une performance donnée. Pour les coefficients de filtre, une valeur élevée indique une meilleure performance de filtration. On constate que les filtres fins ont un coefficient plus élevé que les filtres standards et que le filtre fin à 2 m/h possède le meilleur coefficient. Le coefficient de filtre diminue lorsque le ratio L/d augmente, ce qui veut dire que l'enlèvement de particules se fait majoritairement dans les premiers centimètres de charbon et ce, pour les quatre configurations. Pour un abattement de particules de 90%, le paramètre de conception L/d ne doit pas nécessairement être supérieur à 1000 dans le cas d'un filtre opéré à 2 m/h, comme la théorie le suggère (Baruth, 2005). Un ratio L/d de 500 serait suffisant pour atteindre cet objectif de traitement. On peut donc conclure que le ratio L/d est affecté par la vitesse superficielle ce qui confirme les notions théoriques mais est aussi intimement lié à la configuration du filtre. Finalement, le filtre le plus performant au niveau de l'abattement des particules est le filtre fin à 2 m/h.

La variation de la qualité de l'eau brute a aussi eu un impact sur les performances des filtres granulaires. La figure 3.10 présente les résultats des analyses de turbidité à l'eau filtrée en fonction de la turbidité à l'eau brute.

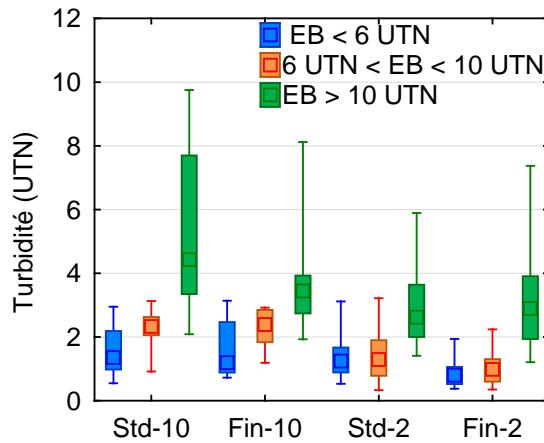
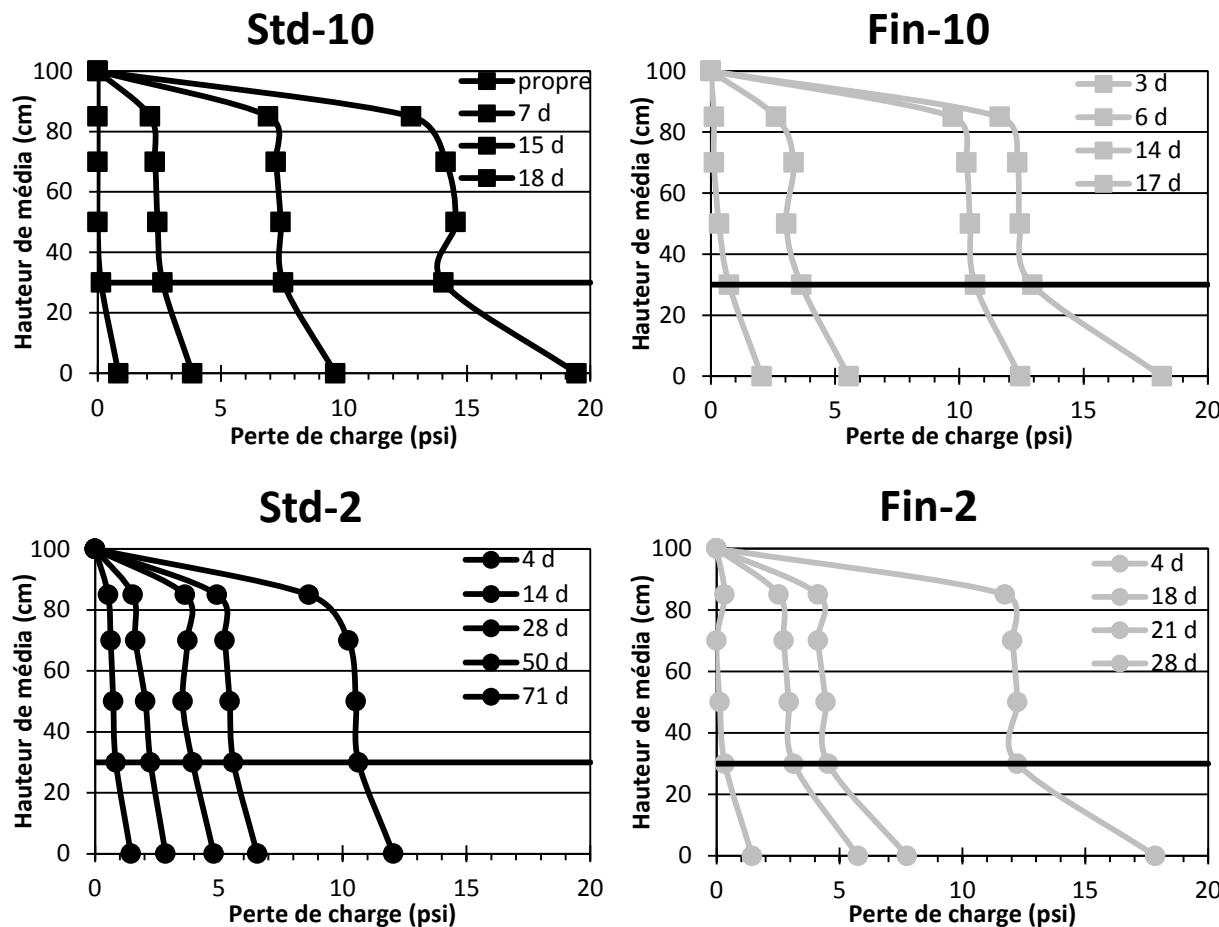


Figure 3.10 : Turbidité à l'eau filtrée en fonction de la qualité de l'eau brute

On remarque que pour une turbidité inférieure à 10 UTN (deux premières boîtes), la turbidité à l'eau filtrée varie dans la même plage. Le critère de 5 UTN à l'eau filtrée en tout temps est toujours respecté. Toutefois, lorsque la turbidité à l'eau brute est supérieure à 10 UTN, les filtres perdent leur robustesse et la turbidité varie beaucoup plus. On remarque cependant que les filtres à 2 m/h offrent une plus grande robustesse que les filtres à 10 m/h.

3.2.2 Pertes de charge

Le développement des pertes de charge dans un filtre peuvent donner beaucoup d'information sur la performance des médias et l'impact de la granulométrie et de la vitesse superficielle. Les graphiques suivants représentent l'évolution des pertes de charges pendant un cycle de filtration.



Dans la légende de chaque graphique sont indiqués les jours d'échantillonnage pour les pertes de charge. La ligne noire à 30 cm de hauteur de média représente l'interface sable-charbon. Seul le filtre standard à 10 m/h avait des données sur les pertes de charges du filtre propre. Pour toutes les configurations, les 15 premiers centimètres de charbon créent une bonne partie des pertes de charge dans le filtre. Ceci est dû à l'accumulation de particules en surface des filtres qui forment un gâteau (*cake layer*), phénomène courant lorsque les durées de cycle sont très longues. Lorsque la granulométrie est plus fine, les pertes de charges se développent plus rapidement. Toutefois, l'influence de ce paramètre est moins marquée pour les filtres à 10 m/h. De plus, le filtre fin à 2 m/h accumule beaucoup plus de pertes de charges au niveau du sable (39%) que le filtre standard à 2 m/h (16%).

3.3 Conclusions préliminaires

Suite aux essais en eau chaude, le filtre fin à 10 m/h a été remplacé puisqu'il ne satisfaisait pas les critères au niveau opérationnel. En effet, pour les petits systèmes de traitement, il est nécessaire d'avoir un filtre avec une durée de cycle la plus longue possible afin d'éviter de rétrolaver trop souvent. Dans les pires cycles, le filtre fin à 10 m/h fonctionnait pendant seulement quatre jours. Le critère de durée de cycle, au vue des résultats, a été établi à au moins une semaine. Le filtre standard à 10 m/h a aussi été remplacé puisqu'il n'offrait pas les meilleures performances et ce, tant au niveau de la matière particulaire que dissoute.

Les résultats en eau chaude ont démontré que les filtres à 2 m/h performaient mieux que les filtres à 10 m/h. Le filtre fin à 2 m/h offrait le meilleur traitement au niveau de la matière particulaire. Toutefois, les résultats pour la matière dissoute ne permettaient pas de trancher entre le filtre fin et le filtre standard. L'influence de la qualité de l'eau brute a aussi été présentée. On constate que pour une eau brute de bonne qualité (turbidité inférieure à 10 UTN), les filtres offrent des performances plus qu'acceptables. L'importance du ratio L/d a été soulevée ce qui a conduit à de plus amples études. C'est pourquoi un filtre tricouche possédant un ratio L/d entre celui du filtre standard et celui du filtre fin a été mis en place. De plus, afin d'étudier l'effet du média filtrant sur les performances, un filtre bicouche construit avec de l'anthracite au lieu du CAG a aussi été mis en place. Les résultats sont présentés dans le chapitre suivant.

CHAPITRE 4 RÉSULTATS DE FILTRATION EN EAU FROIDE

Les essais en eau froide ont suivi les essais en eau chaude, c'est-à-dire qu'ils ont eu lieu de décembre 2012 à avril 2013. La température de l'eau variait entre 0,5 et 15°C et la turbidité à l'eau brute entre 3,7 et 8 UTN. Les configurations testées de décembre 2012 à février 2013 étaient les suivantes : filtre standard à 2 m/h (Std-2), filtre fin à 2 m/h (Fin-2), tricouche standard à 2 m/h (Tri-2) et filtre fin avec anthracite à 2 m/h (Fin-A-2). Par la suite, les quatre mêmes configurations ont été opérées à 5 m/h de mars à avril 2013 afin d'évaluer l'effet de la vitesse sur les nouvelles configurations en conditions d'eaux plus turbides qu'à l'été 2013 (eau brute entre 4 et 38 UTN). Les résultats sont présentés successivement pour les conditions d'opération à 2 m/h puis à 5 m/h.

4.1 Présentation des résultats à 2 m/h

4.1.1 Abattement de la matière particulaire

4.1.1.1 Analyses de particules et de turbidité

Les résultats en eau froide des analyses de particules, de turbidité et l'abattement de ces deux paramètres sont présentés aux figures 4.1 et 4.2.

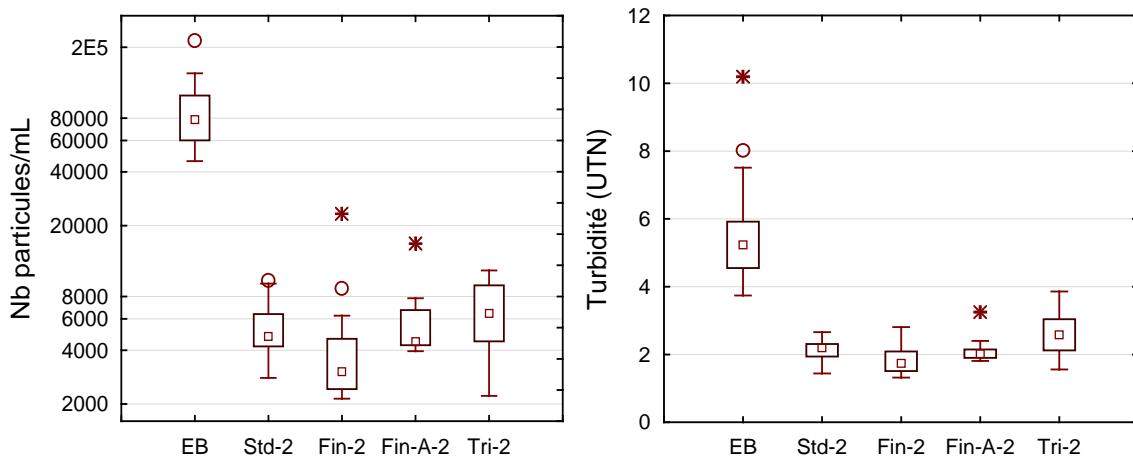


Figure 4.1 : Analyses de particules et de turbidité en eau froide à 2 m/h

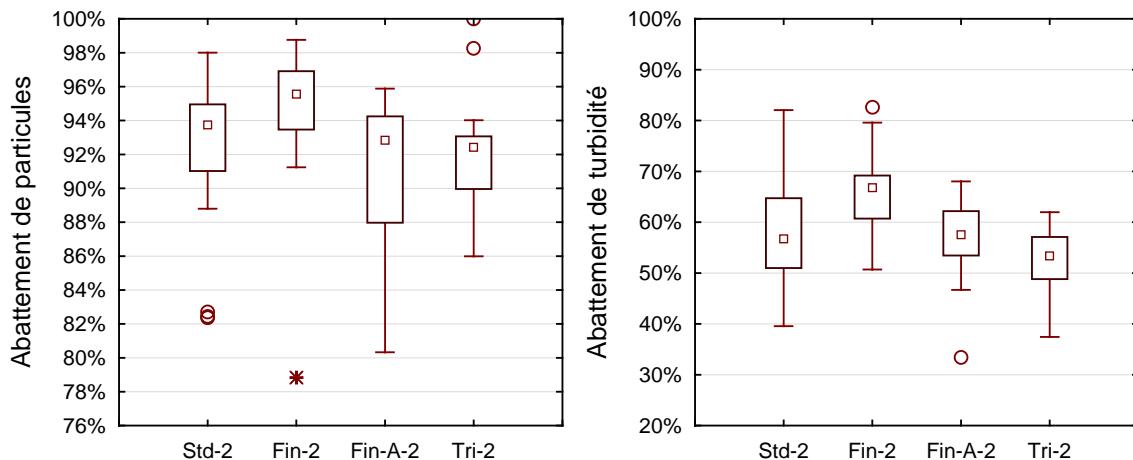


Figure 4.2 : Abattement de particules et de turbidité en eau froide à 2 m/h

Pour analyser ces résultats, il faut garder à l'esprit que le filtre tricouche et le filtre avec de l'anthracite contenaient des médias neufs lors des premières analyses tandis que les filtres standards et fin à 2 m/h fonctionnaient depuis mai 2012. Pour ce qui est de la charge particulaire, le filtre fin à 2 m/h produit l'eau avec le moins de particules et donc le plus grand abattement. La tendance est la même pour ce qui est de la turbidité.

Il est intéressant de voir que le filtre standard et le filtre avec de l'anthracite présentent des résultats similaires, malgré la différence de médias et de granulométrie ce que nous croyons dus au fait que l'anthracite était peu colonisé par de la biomasse. On peut cependant conclure que le filtre avec de l'anthracite et le tricouche n'étaient pas encore matures, ce qui explique leurs moins bonnes performances. De plus, le filtre fin à 2 m/h est encore la configuration qui permet de produire une eau de meilleure qualité au niveau de la turbidité et du nombre de particules. Le résultat surprenant vient des performances du filtre tricouche, qui sont inférieures à celles du filtre avec de l'anthracite. L'hypothèse émise sur la meilleure efficacité d'un filtre multimédia par rapport à un filtre bicouche n'est donc pas confirmée avec ces résultats. Une piste d'explication serait peut-être que de fines particules d'ilménite s'introduisaient dans la crêpine dont les fentes avaient une largeur d'environ 0,2 mm, soit le diamètre effectif de l'ilménite. Ces particules auraient pu causer de la turbidité et fausser le compte des particules à l'eau filtrée. Une autre explication résiderait dans la différence de granulométrie entre l'anthracite et le CAG ainsi que

les deux sables utilisés. À granulométrie équivalente, le filtre tricouche aurait pu avoir de meilleures performances.

4.1.1.2 Pertes de charges et durées de cycle

Comme les quatre configurations à l'essai étaient opérées à la même vitesse superficielle, seule la granulométrie pouvait influencer le développement des pertes de charges qui sont présentées à la figure 4.3.

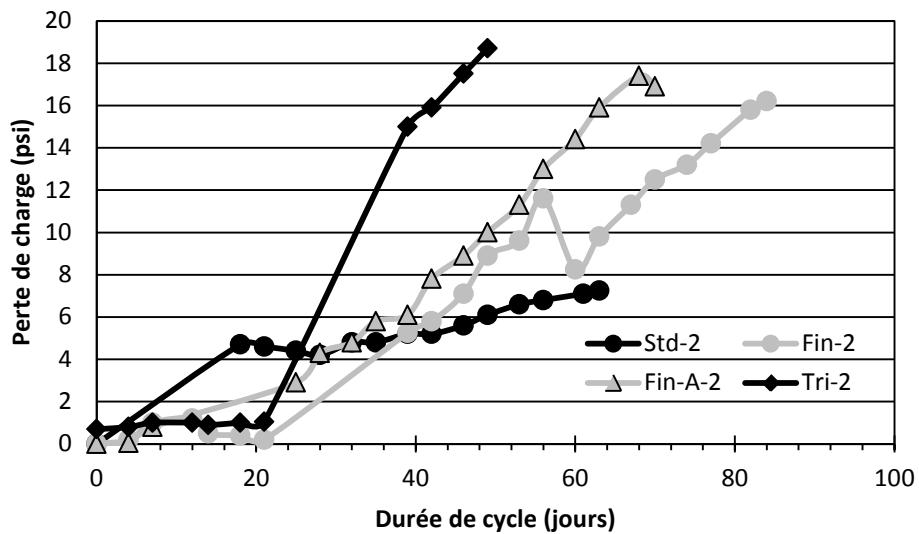


Figure 4.3 : Pertes de charges pour un cycle en eau froide à 2 m/h

Les longues périodes sans données correspondent aux vacances de Noël où aucun échantillonnage n'a eu lieu. De plus, la diminution des pertes de charges pour le filtre fin à 2 m/h est due à l'arrêt de la pompe. S'il n'y avait pas eu cette irrégularité, les profils de pertes de charges du filtre fin avec charbon actif et du filtre avec de l'anthracite auraient été très similaires. En effet, on peut voir que les deux courbes se suivent de très près pendant les 56 premiers jours du cycle de filtration. Le filtre standard, quant à lui, connaît un développement de ses pertes de charges plus lent comparativement aux autres configurations. Ce résultat était attendu puisque la granulométrie est plus grossière pour ce filtre. Le filtre tricouche a le développement de pertes de charges le plus rapide même si, dans les 20 premiers jours du cycle, les pertes de charge sont très similaires à celles des filtres fins. Dans tous les cas, la durée de cycle est très longue (supérieure à un mois) ce qui est très satisfaisant au niveau opérationnel.

4.1.2 Abattement de la matière organique dissoute

Dans les figures suivantes sont présentées les mesures d'absorbance UV, de COD et de CODB ainsi que l'abattement pour chacun de ces paramètres. Encore une fois, il faut noter que le charbon utilisé dans le filtre tricouche était neuf, tout comme l'anthracite dans le filtre fin. On ne s'attend pas à ce que l'anthracite neuf adsorbe de la matière organique alors que le charbon actif du filtre tricouche opérait en adsorption durant l'essentielle de la durée des essais à 2 m/h.

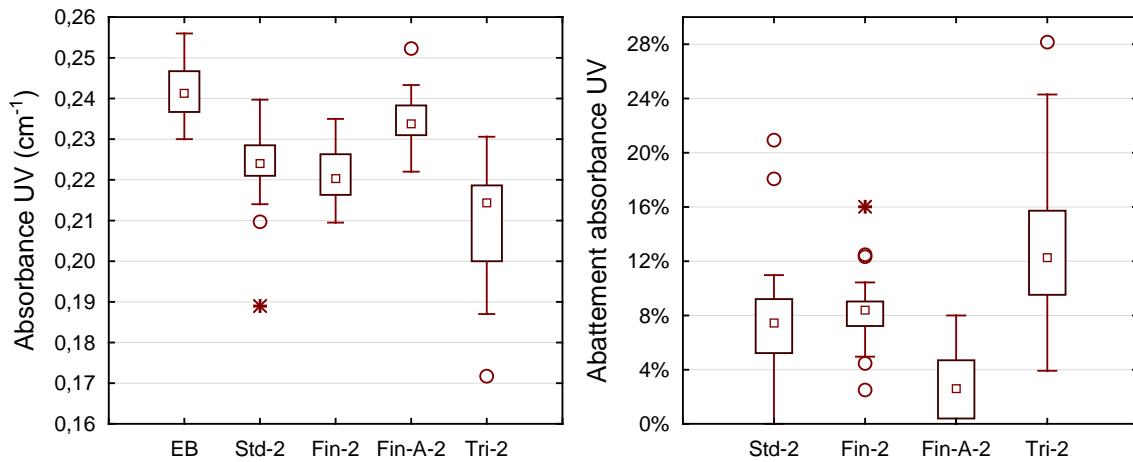


Figure 4.4 : Mesures d'absorbance UV et d'abattement en eau froide (2 m/h)

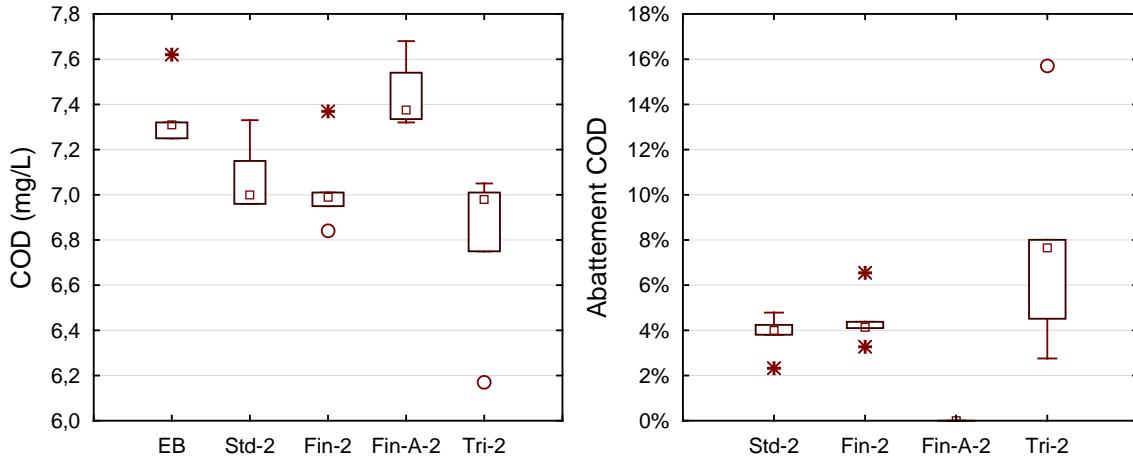


Figure 4.5 : Mesure de COD et d'abattement en eau froide (2 m/h)

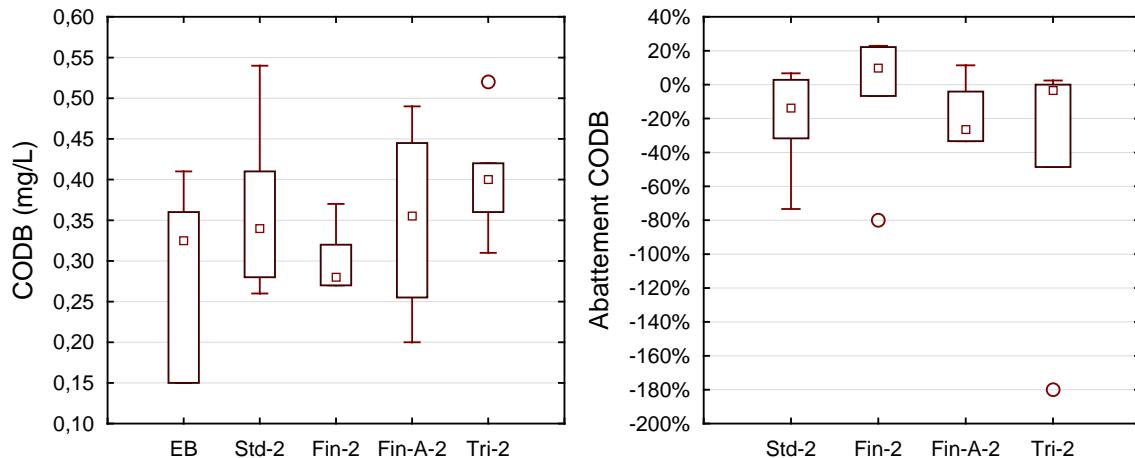


Figure 4.6 : Mesures de CODB et d'abattement en eau froide (2 m/h)

Pour ce qui est des résultats d'absorbance UV, c'est le filtre tricouche qui offre le meilleur abattement (12%). Tel que discuté précédemment, ceci est dû au fait que le charbon était neuf donc qu'il y avait une fraction de la matière organique qui étaient adsorbée. La moins bonne performance (3%) revient au filtre fin avec de l'anthracite. Ce résultat n'a rien de surprenant puisque l'anthracite n'est pas un média utilisé pour l'enlèvement de matière organique dissoute. Le filtre fin et le filtre standard offrent quant à eux des performances similaires. Pour le COD, les résultats suivent la même tendance. On remarque aussi que l'abattement est significativement moins élevé en eau froide qu'en eau chaude pour les filtres fins et standards ce qui suggère un rôle de la biomasse dans l'abattement du COD. D'ailleurs, on n'observe aucun abattement statistiquement significatif de CODB en eaux froides pour tous les filtres (voir Annexe 3).

La prochaine figure présente l'abattement de carbone organique réfractaire en fonction de l'UFRV afin de déterminer s'il y a de l'adsorption au niveau du charbon.

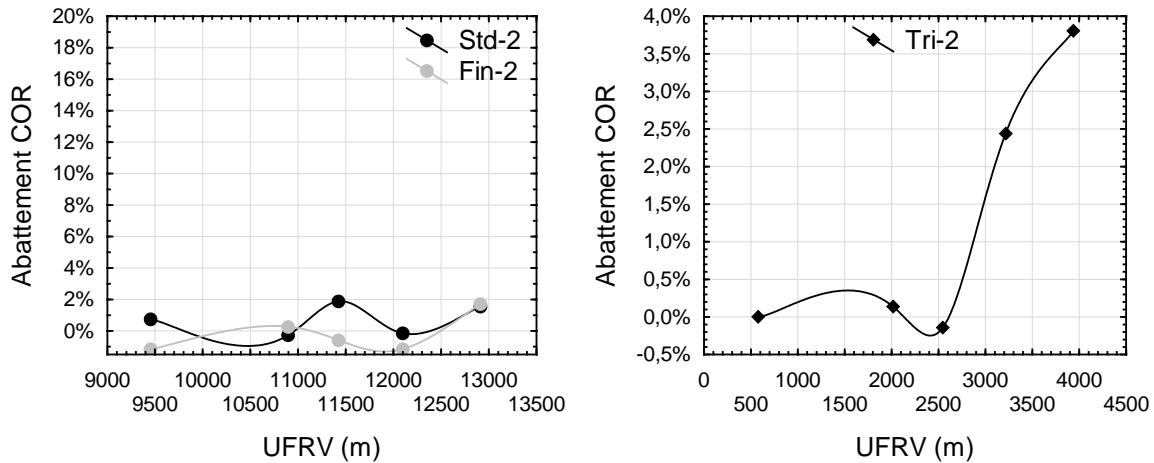


Figure 4.7 : Évolution de l'abattement de COR en fonction de l'UFRV en eau froide

Le graphique de gauche présente les données pour les filtres fin et standard à 2 m/h. Cette courbe est la suite de celle présentée à la figure 3.9. On voit clairement qu'il n'y a presque plus d'adsorption donc que les deux charbons sont épuisés. Le graphique de droite montre la courbe d'abattement de COR pour le filtre tricouche. L'allure de la courbe est similaire à celles présentées dans le chapitre précédent. On peut cependant affirmer que le charbon ne semble pas épuisé au niveau de l'adsorption. En se basant sur les résultats des filtres fin et standard à 2 m/h, l'épuisement du charbon en eau chaude a eu lieu après un UFRV d'environ 8000 m. Il semble donc normal que le charbon ne soit pas épuisé après un UFRV de seulement 4000 m.

4.2 Présentation des résultats à 5 m/h

Les quatre configurations testées en eau froide à 2 m/h ont été opérées à 5 m/h pendant les mois de mars et avril 2013. Cette période inclut donc des conditions d'eau brute avec des turbidités atteignant près de 40 UTN en raison de la période de fonte des neiges. Les résultats obtenus sont présentés dans les sections suivantes.

4.2.1 Abattement de la matière particulaire

4.2.1.1 Analyses de particules et de turbidité

Les résultats pour la matière particulaire en termes de particules et de turbidité sont présentés aux figures 4.8 et 4.9.

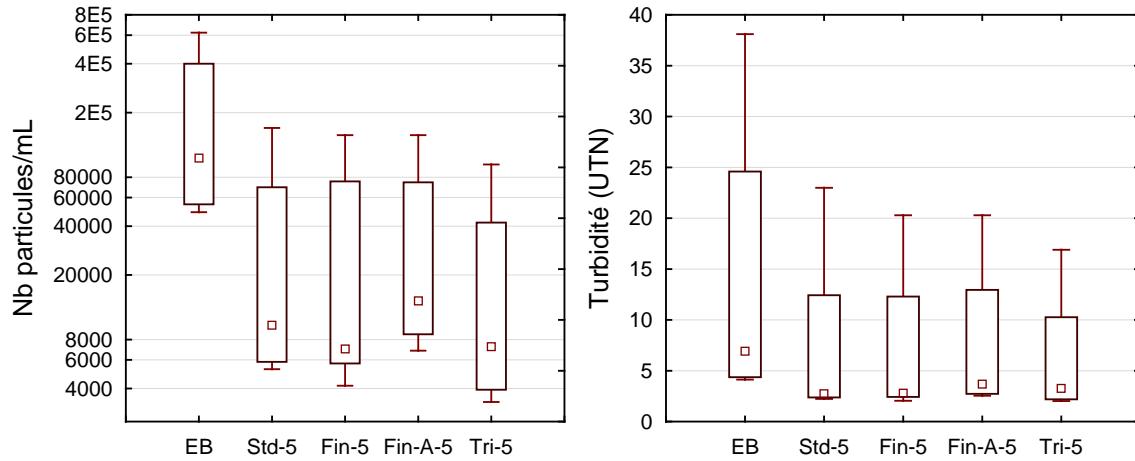


Figure 4.8 : Analyse de particules et de turbidité pour les filtres à 5 m/h

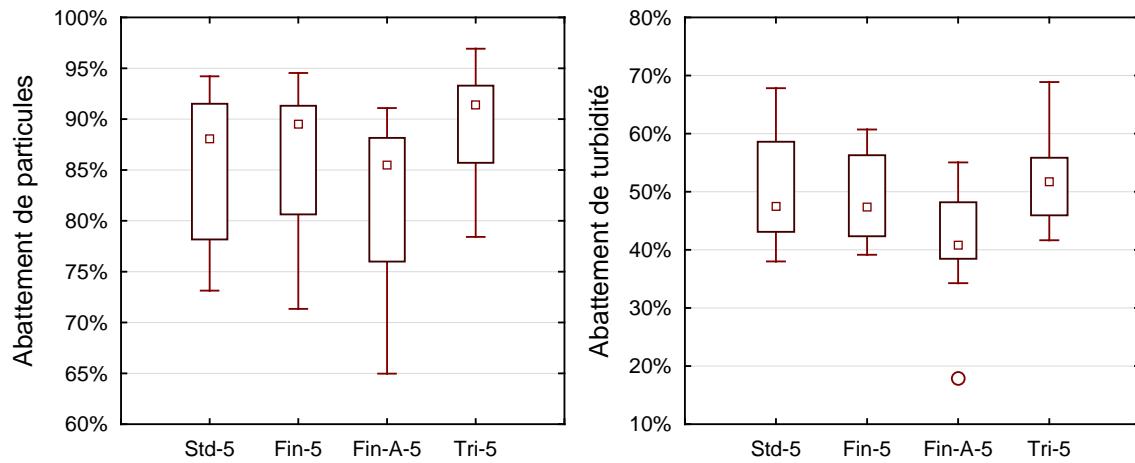


Figure 4.9 : Abattement de particules et de turbidité pour les filtres à 5 m/h

Pour ce qui est du nombre de particules, seules les données pour le filtre fin et le filtre fin avec de l'anthracite et le filtre tricouche avec le filtre fin avec de l'anthracite sont statistiquement différentes (voir Annexe 3). On peut toutefois constater que le filtre tricouche à 5 m/h produit une eau avec moins de particules. Il faut aussi noter que les essais à 5 m/h ont été réalisés en période de renversement, c'est-à-dire lorsque la température de l'eau augmente en surface ce qui provoque la remise en suspension des médias au fond du cours d'eau. Les périodes de renversement sont caractérisées par la dégradation de l'eau brute qui se traduit par des pointes de turbidité et l'augmentation du nombre de particules par millilitre, comme l'indiquent les graphiques de la figure 4.8. C'est ce qui explique les valeurs élevées de turbidité à la sortie des

filtres. Pour ce qui est de l'abattement de particules, le filtre tricouche semble mieux performer. Il est cependant plus difficile de conclure sur l'abattement de turbidité puisque les résultats pour les filtres standard (48%), fin (48%) et le tricouche (52%) sont très semblables. Le filtre fin avec de l'anthracite montre un abattement de turbidité plus faible que les autres configurations (41%). On remarque que l'abattement de turbidité est moins élevé par rapport aux données présentées dans les sections précédentes malgré la charge en turbidité plus forte. La vitesse de filtration joue donc un grand rôle quant à la rétention de particules causant la turbidité. Une vitesse plus élevée permet une plus grande perméabilité des filtres aux particules.

4.2.1.2 Pertes de charges et durées de cycle

Comme la durée des essais à 5 m/h n'a été que de 2 mois, il n'y a pas eu de cycle complet pour le filtre standard. C'est pourquoi la perte de charge initiale est plus élevée que celle des autres filtres.

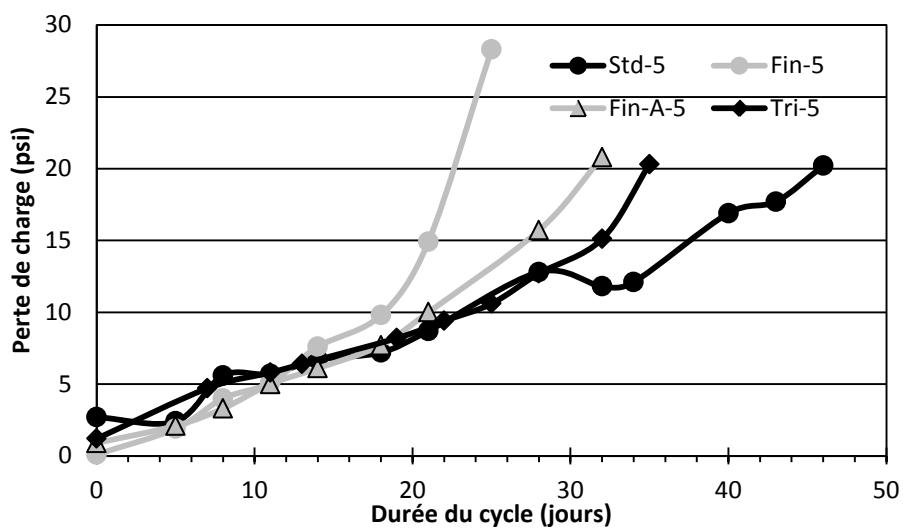


Figure 4.10 : Pertes de charges pour un cycle en eau froide à 5 m/h

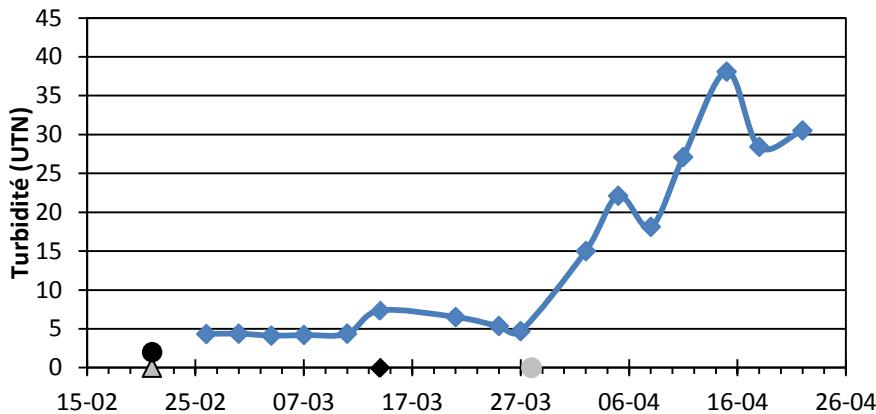


Figure 4.11 : Suivi de la turbidité à l'eau brute en eau froide pendant les essais à 5 m/h

À une vitesse superficielle de 5 m/h, le développement des pertes de charge est très similaires pour les filtres fin, fin avec de l'anthracite et le filtre tricouche. La pente est cependant plus abrupte en fin de cycle pour le filtre fin dû à l'augmentation graduelle de la turbidité. La pente pour le filtre standard est plus douce que pour les trois autres configurations et la durée de cycle est beaucoup plus longue. Les filtres n'ont pas été rétro-lavés entre les essais à 2 m/h et les essais à 5 m/h, ce qui explique la très longue durée de cycle du filtre standard.

4.2.2 Abattement de la matière organique dissoute

Pour les résultats de matière organique dissoute, les mesures d'absorbance UV ont été faites à chaque échantillonnage, tandis que les mesures de COD et de CODB ont été effectuées seulement deux fois pendant la durée des essais à 5 m/h.

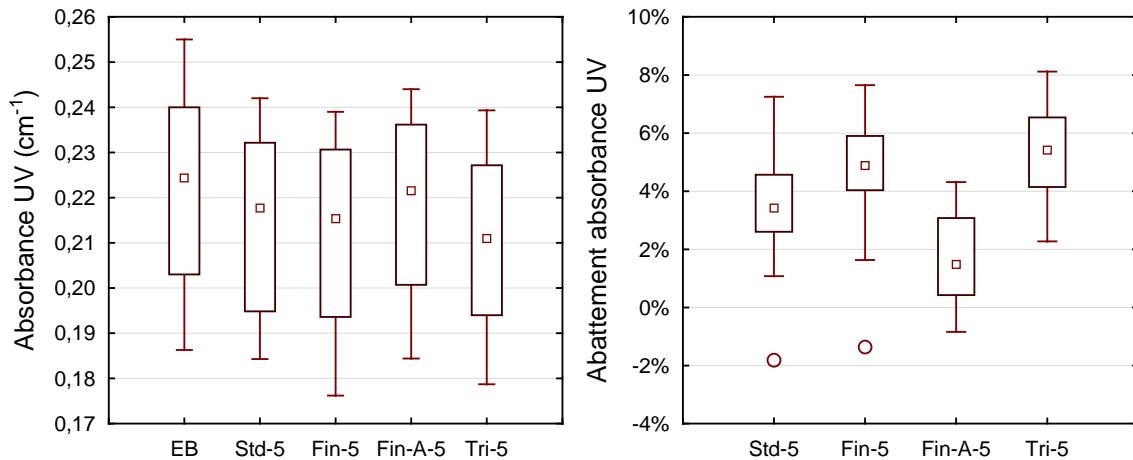


Figure 4.12 : Mesures d'absorbance UV et d'abattement en eau froide (5 m/h)

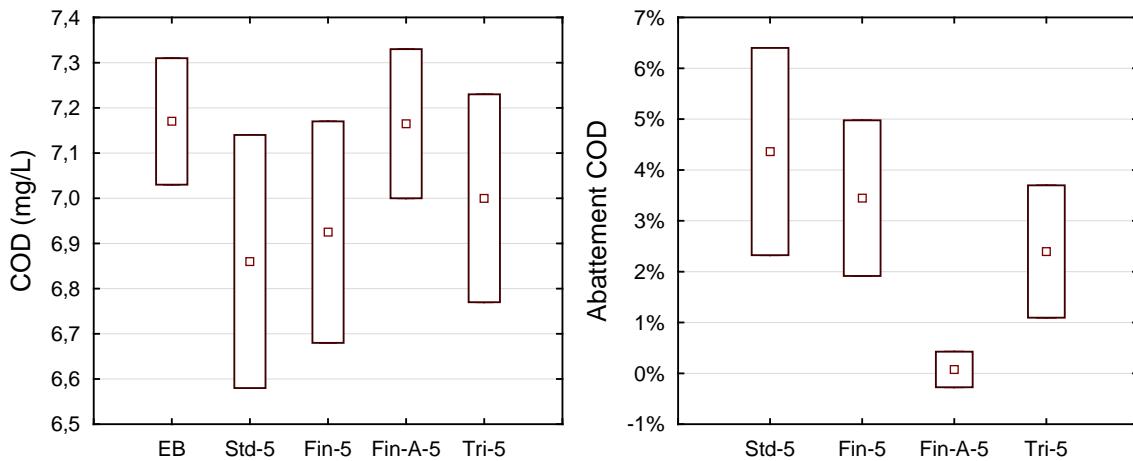


Figure 4.13 : Mesures de COD et d'abattement en eau froide (5 m/h)

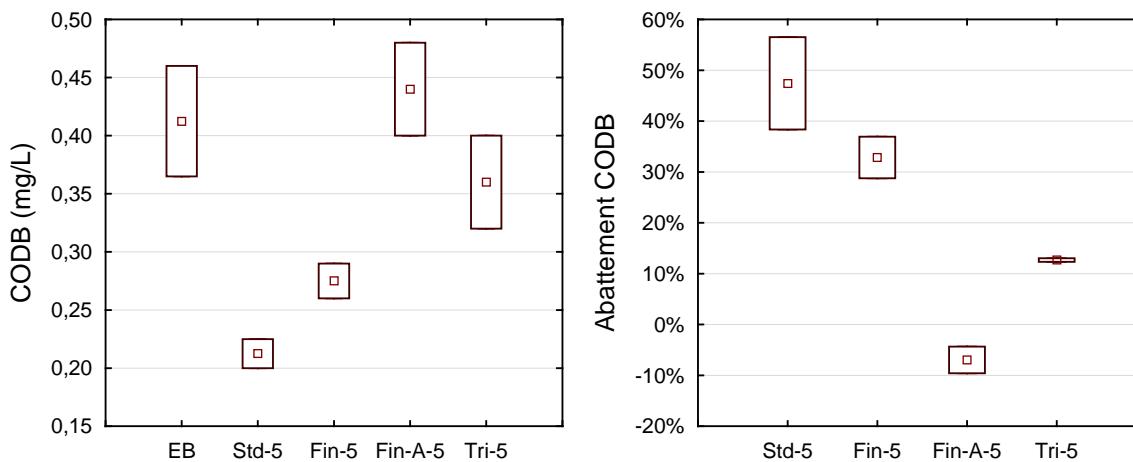


Figure 4.14 : Mesures de CODB et d'abattement en eau froide (5 m/h)

Les mesures d'absorbance UV ne permettent pas vraiment de conclure quant aux performances des filtres. C'est pourquoi il faut regarder le graphique de droite de la figure 4.11 qui montre l'abattement d'absorbance UV. Sur cette figure, on peut voir que c'est le filtre tricouche qui permet d'avoir le meilleur abattement en moyenne suivi de très près par le filtre fin. Encore une fois, le filtre fin avec de l'anthracite présente les moins bonnes performances.

Les données de COD ne permettent pas de conclure quant à la configuration la plus performante puisque les résultats ne sont pas statistiquement différents (voir Annexe 3). Pour ce qui est des données de CODB, seuls les résultats du filtre fin avec de l'anthracite et du filtre tricouche sont statistiquement différents et démontrent que encore une fois que le filtre avec de l'anthracite a un moins bon abattement que le filtre tricouche. Étant donné la pauvreté des données de COD et de CODB, aucune figure de COR ne sera présentée.

4.3 Analyse mécanistique des résultats

4.3.1 Performances des filtres

Afin de pouvoir comparer les résultats en eau chaude et en eau froide, le paramètre L/d est utilisé une fois de plus pour comparer l'abattement de particules et le coefficient du filtre (λ). Les résultats à 2 m/h sont présentés à la figure 4.15 tandis que les résultats d'abattement de particules en fonction du ratio L/d sont présentés à la figure 4.16.

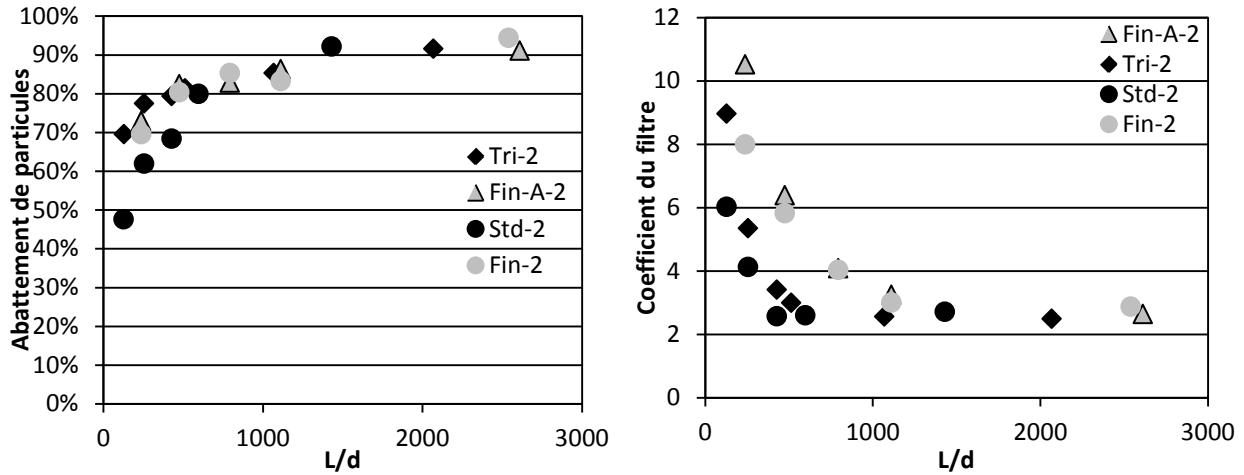


Figure 4.15 : Abattement de particules et coefficient de filtre en fonction du ratio L/d en eau froide à 2 m/h

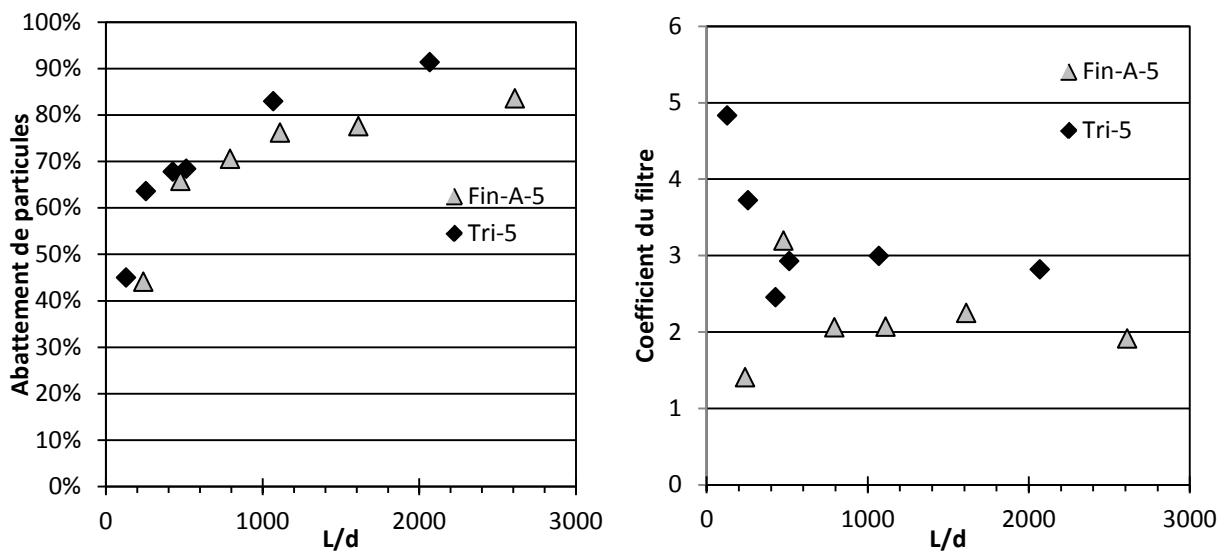


Figure 4.16 : Abattement de particules et coefficient de filtre en fonction du ratio L/d en eau froide à 5 m/h

Comme l'échantillonnage des filtres STD-5 et FIN-5 se faisait uniquement à l'eau filtrée, aucun résultat n'est présenté pour ces deux configurations dans la figure précédente.

L'effet de la vitesse sur l'abattement de particules en fonction du L/d est très marqué pour les deux configurations présentées. En effet à 2 m/h, l'abattement de particules atteint un plateau pour une valeur de L/d de 800 pour le filtre avec de l'anthracite et de 1100 pour le filtre

tricouche. À 5 m/h, le plateau n'est plus très visible pour les deux configurations, ce qui signifie que l'enlèvement de particules se fait sur toute la profondeur du filtre. Pour ce qui est du coefficient de filtre, la valeur pour un L/d faible diminue de moitié pour le filtre tricouche lorsque la vitesse superficielle est de 5 m/h mais se stabilise environ à la même valeur. Ceci confirme l'enlèvement plus en profondeur dans le filtre. Pour ce qui est du filtre fin avec de l'anthracite, la courbe du coefficient de filtre n'a plus du tout la même allure. Le manque de données expérimentales dû à un problème d'échantillonnage pour certaines prises peut être à l'origine de ces résultats. On remarque toutefois que le coefficient se stabilise aux environs de 2 dans les deux cas.

Afin de voir l'effet de la qualité de l'eau brute sur la turbidité à l'eau filtrée, les figures 4.17 et 4.18 sont présentées ci-dessous.

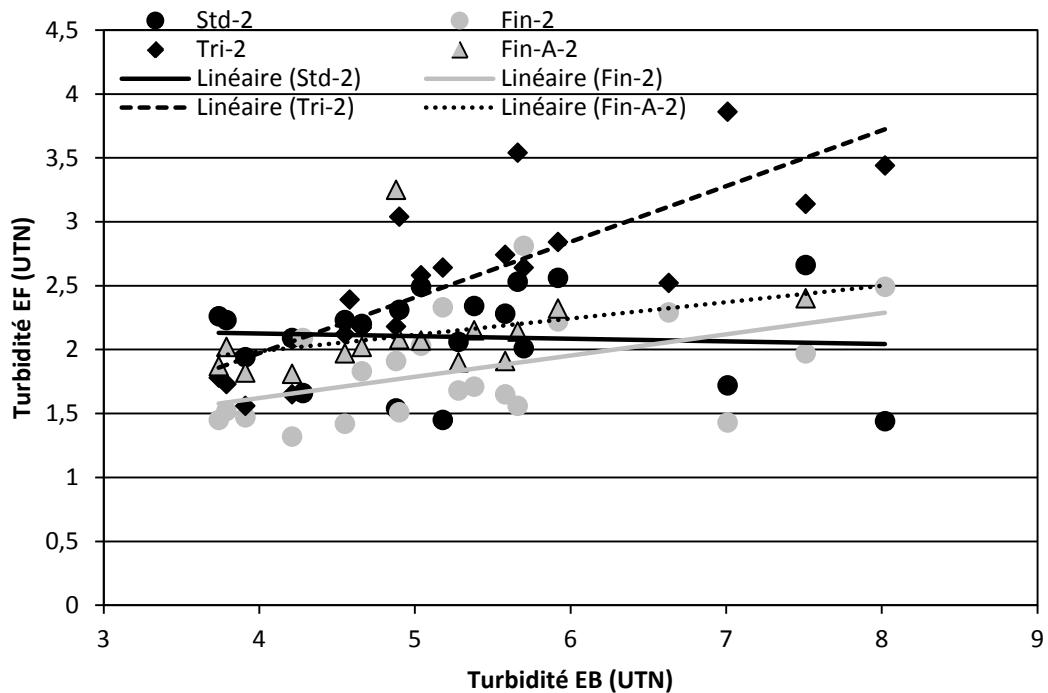


Figure 4.17 : Turbidité à l'eau filtrée en fonction de la turbidité à l'eau brute (eau froide, 2 m/h)

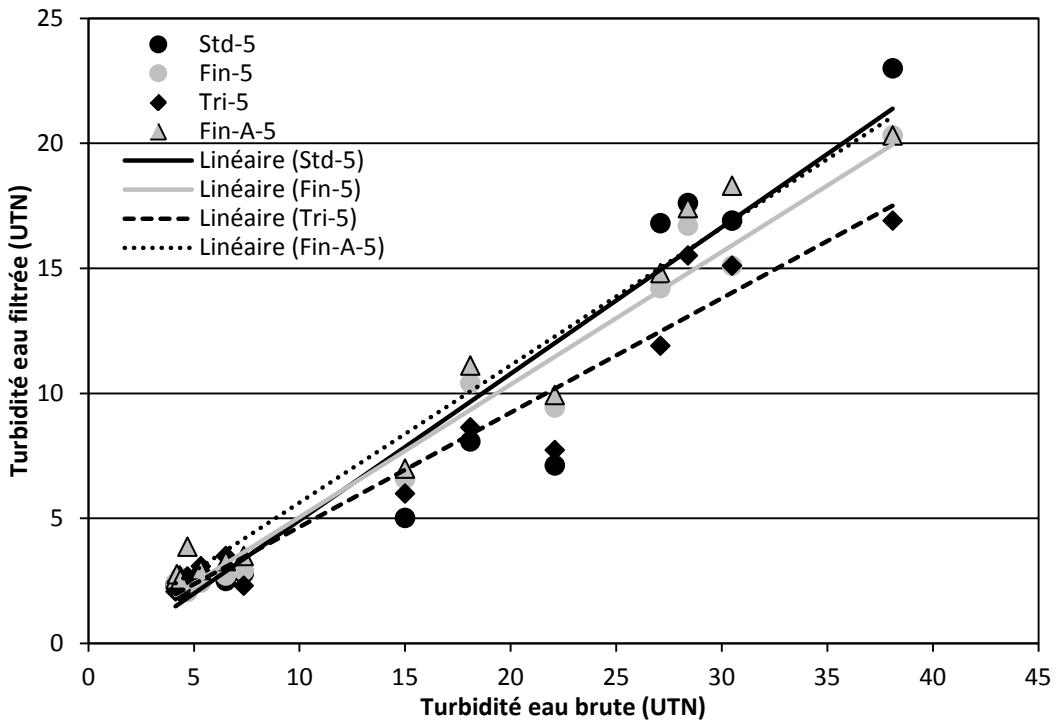


Figure 4.18 : Turbidité à l'eau filtrée en fonction de la turbidité à l'eau brute (eau froide, 5 m/h)

Pour les filtres à 2 m/h en eau froide, la turbidité à l'eau brute a atteint un maximum de 8 UTN, ce qui reste dans la plage de 10 UTN définie pour l'application souhaitée du procédé. On peut voir sur la figure 4.17 que la turbidité à l'eau filtrée n'a jamais dépassée la limite de 5 UTN. De plus, on constate que ce sont les filtres standard et fin qui permettent d'obtenir les plus faibles turbidités. Il ne faut cependant pas oublier que les filtres tricouche et fin avec de l'anthracite étaient en période de maturation. On peut voir sur la figure 4.18 présentant les résultats à 5 m/h que le filtre le moins influencé par la qualité de l'eau brute est le filtre tricouche. Le filtre standard et le filtre fin avec de l'anthracite présente presque exactement la même tendance, tandis que le filtre fin avec du CAG permet d'obtenir une turbidité plus faible lorsque la qualité de l'eau se dégrade.

4.3.2 Étude du mélange des médias aux interfaces

L'utilisation d'anthracite à la place de charbon actif en grain a provoqué le mélange des matériaux filtrants à l'interface. Lorsque le charbon est utilisé au-dessus d'une couche de sable, même après plusieurs rétro-lavage la démarcation des matériaux est très nette. Le même

phénomène de mélange est aussi survenu dans le filtre tricouche entre l'ilménite et le sable. On peut voir un exemple de l'interface sable-CAG, sable-anthracite et de l'interface ilménite-sable et sable-CAG à la figure 4.16.



Figure 4.19 : Différentes interfaces entre les médias filtrants

Dans le but de comprendre la cause du mélange entre le sable et l'ilménite, des essais de fluidisation dans une colonne de 3,5 cm de diamètre ont été réalisés. Les résultats sont présentés à la figure suivante.

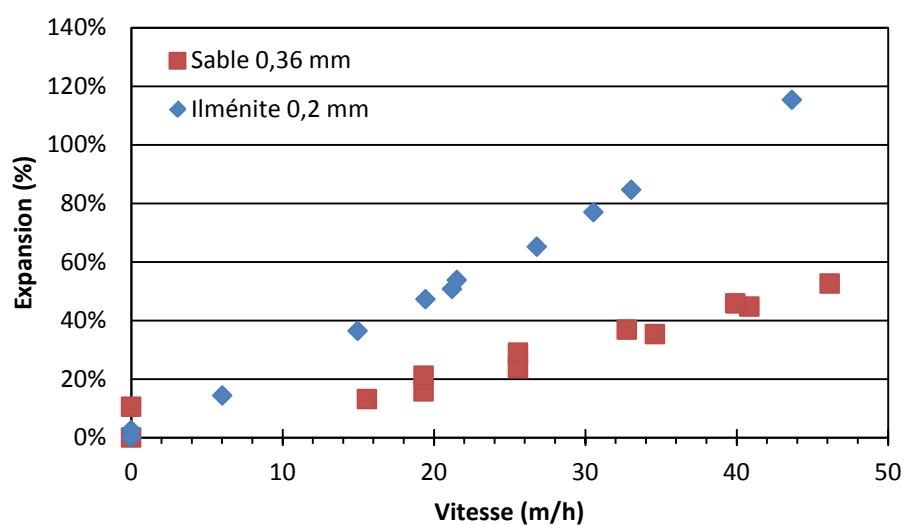


Figure 4.20 : Essais de fluidisation pour l'ilménite et le sable fin

On peut voir que pour de faibles vitesses de fluidisation, l'ilménite prend plus rapidement de l'expansion que le sable fin. De plus, l'ilménite avait une forme très aplatie ce qui pourrait expliquer la facilité de fluidiser ce média malgré sa densité très élevée.

Concernant l'anthracite, aucun essai de fluidisation n'a été effectué car ce média est reconnu pour se mélanger avec le sable à l'interface. Pourtant, l'anthracite et le CAG n'ont pas une densité très différente. Donc la réponse serait la masse volumique apparente du média lorsqu'il est en expansion (ρ_B). Pour calculer cette dernière, il est nécessaire de calculer la vitesse de chute du grain (V_p) avec l'équation 1.12 pour ensuite pouvoir calculer la porosité du média en expansion (e_e) avec l'équation 1.10. Les résultats obtenus sont présentés dans le tableau suivant pour les 2 vitesses superficielles testées.

Tableau 4.1 : Calcul de la masse volumique apparente des médias filtrants

Média	V_p (m/s)	e_e	ρ_B (kg/m ³)	ρ (kg/m ³)
CAG	0,025	0,43	1200	1350
Anthracite	0,035	0,40	1330	1550
Sable	0,020	0,45	1890	2630

La différence entre la masse volumique et la masse volumique apparente est plus marquée pour l'anthracite (14%) que pour le charbon (11%). Comme la masse volumique apparente du sable diminue singulièrement (28%), l'écart entre les masses volumiques devient un enjeu important. Cela expliquerait potentiellement qu'il y ait une zone de mélange entre l'anthracite et le sable. De plus, il y a aussi la question de la forme du grain, facteur qui n'intervient pas dans les équations utilisées. L'effet du mélange des médias à l'interface n'a toutefois pu être caractérisé de manière adéquate car il aurait fallu une étude beaucoup plus poussée afin de distinguer l'effet du média filtrant de l'effet de la zone de mélange.

Le mélange du sable et de l'anthracite à l'interface n'a pas posé de problèmes répertoriés lors des essais de filtration. Le mélange entre l'ilménite et le sable a cependant soulevé de nombreuses questions. Les essais de fluidisation dans une autre colonne contenant uniquement ces deux médias ont démontré qu'à une vitesse de lavage trop élevée, l'ilménite avait tendance à traverser le sable lors de la période d'expansion et de former une nouvelle couche au-dessus du sable. Comme sa position initiale était en-dessous du sable, on pourrait s'attendre à certains

changements au niveau du développement des pertes de charge ou même au niveau des performances du filtre. De plus amples investigations seraient toutefois nécessaires avant de pouvoir conclure sur l'effet du mélange.

4.4 Conclusions préliminaires

D'un point de vue opérationnel, il est difficile d'envisager d'opérer un filtre granulaire à une faible vitesse superficielle, surtout pour un petit système de traitement. Plus la vitesse superficielle est faible, plus la surface de filtration doit être élevée. C'est pourquoi les filtres à 2 m/h n'ont pas été retenus comme configurations viables. Il ne faut cependant pas oublier que les filtres à 10 m/h ne permettaient pas d'avoir des résultats assez satisfaisant. C'est pourquoi une vitesse de 5 m/h est recommandée pour l'opération du filtre. De plus, dans les essais en eau froide en période de renversement, c'est le filtre tricouche qui a démontré le plus de robustesse, c'est-à-dire le moins de variabilité dans les résultats malgré la grande variabilité de la qualité de l'eau brute. La configuration recommandée pour le procédé couplé est donc un filtre tricouche avec de l'ilménite, du sable et du charbon actif en grain, opéré à une vitesse superficielle de 5 m/h. Cette configuration devrait permettre d'avoir une turbidité à l'eau filtrée inférieure à 5 UTN lorsque la turbidité à l'eau brute est inférieure à 10 UTN. De plus, en cas de dégradation de l'eau brute, la durée de cycle devrait être d'au moins deux semaines puisqu'elle était de trente jours lorsque la qualité de l'eau brute était acceptable.

CHAPITRE 5 RÉSULTATS DU PROCÉDÉ COUPLÉ

5.1 Performance globale du procédé

Dans un premier temps, les résultats des différentes analyses réalisées pendant les essais du procédé couplé seront présentés. Par la suite, une analyse de ces résultats pour déterminer l'effet de la charge particulaire, du débit et de la régénération pour les résines sera présentée. Finalement, des recommandations seront émises quant au procédé optimal pour répondre aux objectifs du projet de recherche. Le procédé couplé est présenté ci-dessous.

5.1.1 Filtration granulaire

Suite aux essais de filtration réalisés en eau chaude et en eau froide, c'est le filtre tricouche opéré à 5 m/h qui a été retenu comme configuration optimale pour le procédé couplé. Une mise à l'échelle a été nécessaire puisque le débit minimal requis pour un système d'échange ionique était supérieur à celui fourni par le filtre pilote initialement testé. C'est pourquoi une colonne de 14 po (35,6 cm) de diamètre a été utilisée pour construire le filtre du procédé couplé. La turbidité à l'eau filtrée et à l'eau brute était mesurée en continu, tout comme la pression dans la colonne. De plus, le débit de filtration était aussi mesuré en continu afin de s'assurer d'avoir une vitesse superficielle de 5 m/h. Pour ce qui est de la turbidité, les données sont présentées aux figures 5.1 et 5.2 pour l'eau brute et l'eau filtrée respectivement. Les données supplémentaires représentent les échantillons prélevés et analysés au laboratoire afin de vérifier la justesse des appareils de mesure sur le pilote.

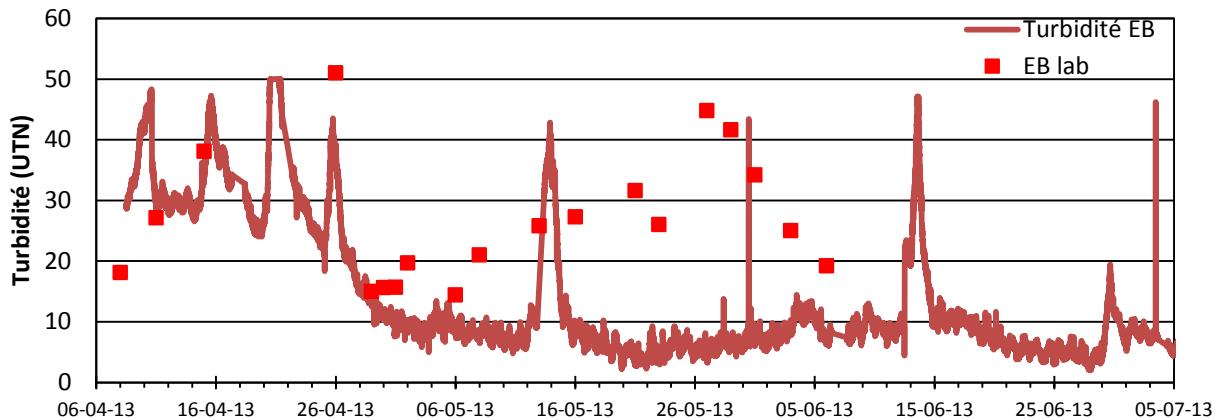


Figure 5.1 : Suivi de la turbidité à l'eau brute

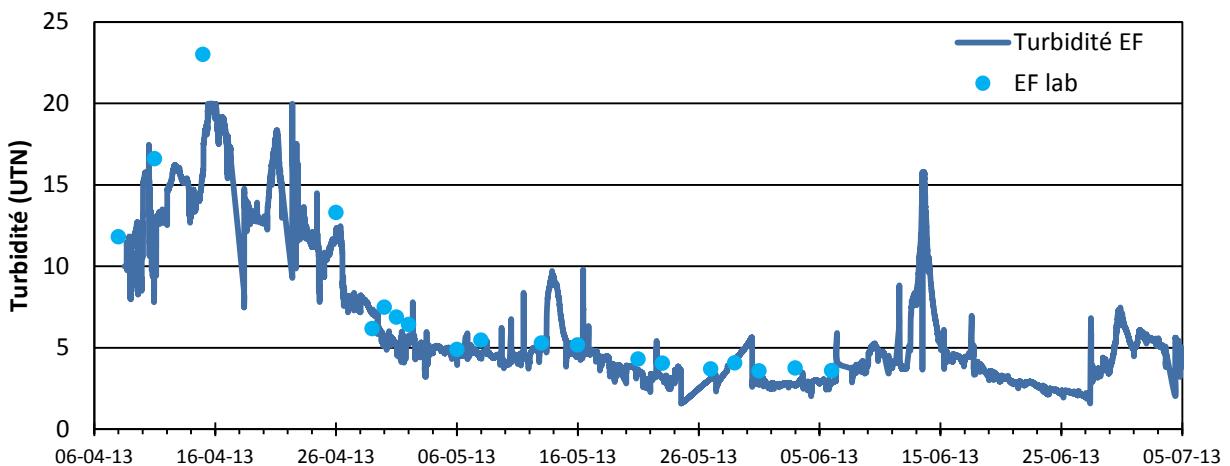


Figure 5.2 : Suivi de la turbidité à l'eau filtrée

Les premières semaines d'opérations de la colonne ont permis au média de s'acclimater. On peut voir que les données du turbidimètre à l'eau filtrée sur le pilote correspondent parfaitement avec celles mesurées en laboratoire. Cependant, il y a une bonne différence entre les données de turbidité à l'eau brute. L'appareil de mesure n'étant pas situé près du point d'échantillonnage situé après le bassin contenant l'eau brute, il se peut que de l'accumulation de sédiments dans la conduite acheminant l'eau brute vers le pilote ait créée de la turbidité. Il faut noter que ce sont les mesures de turbidité du laboratoire qui doivent être prises en considération puisque c'est la turbidité réelle à l'entrée de la colonne de filtration.

Pour ce qui est de la pression, les installations ne permettaient pas d'aller jusqu'à 20 psi comme pour les essais de filtration granulaire puisqu'au-delà de 15 psi, des fuites d'eau apparaissaient

dans le joint en bas de la colonne. C'est pourquoi après les premiers cycles de filtration la limite a été fixée à 10 psi. Dès que cette limite était atteinte, il fallait effectuer un rétro-lavage de la colonne. Le suivi de la pression est présenté à la figure 5.3. Les croix rouges représentent les arrêts de la pompe qui alimente la colonne de filtration et les triangles jaunes indiquent les rétro-lavages du filtre.

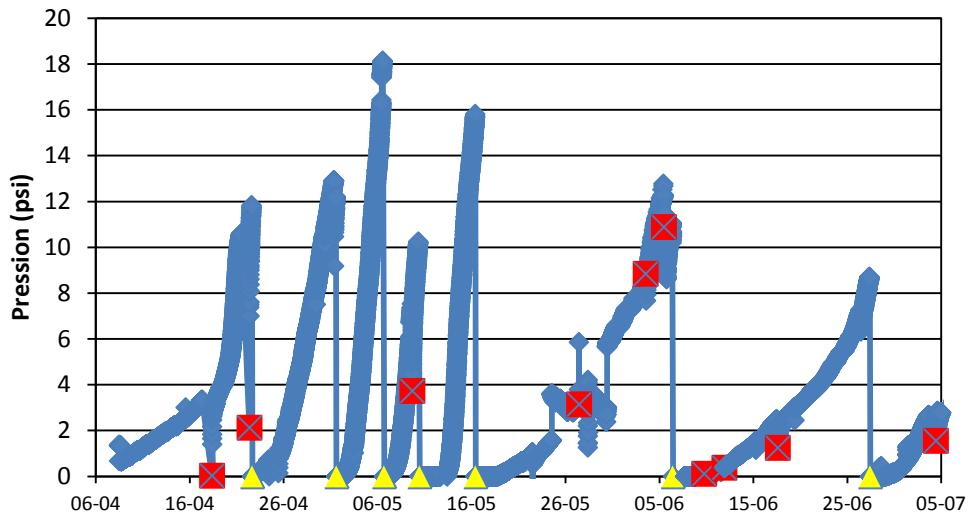


Figure 5.3 : Suivi de la pression du filtre du procédé couplé

Comme le filtre tricouche a déjà été étudié dans les essais en eau froide, il est superflu de présenter les mêmes figures. C'est pourquoi un tableau sommaire avec tous les paramètres mesurés est présenté ci-dessous. Ces données résultent des analyses en laboratoire. La période d'échantillonnage du procédé couplé était du 15 avril au 6 juin 2013.

Tableau 5.1 : Caractérisation de l'eau brute et de l'eau filtrée

Paramètres	Unités	Eau	Minimum	Moyenne	Maximum	Écart-type
Turbidité	UTN	EB	14,4	27,4	51,0	11,2
		EF	3,6	6,5	23,0	4,8
Particules	Nb part/mL	EB	199400	382800	721300	140200
		EF	20100	66300	200700	48500
Absorbance UV	cm ⁻¹	EB	0,186	0,241	0,280	0,028
		EF	0,173	0,230	0,266	0,028
COD	mg/L	EB	7,07	7,45	7,85	0,39
		EF	7,00	7,33	7,64	0,35
CODB	mg/L	EB	0,11	0,43	0,73	0,25
		EF	0,00	0,23	0,69	0,33

L'abattement moyen de particules est de 85%, l'abattement de turbidité est de 76% et l'abattement d'absorbance UV est de 4%. Le charbon était complètement épuisé en adsorption puisqu'il a été prélevé directement dans les filtres biologiques de l'usine de Ste-Rose.

5.1.2 Résines échangeuses d'ions

Dans le but de suivre l'évolution de la performance de l'échange ionique, le carbone organique total a été mesuré en continu à la sortie des deux échangeurs. Les trois premiers cycles ne sont pas présentés puisqu'il y a eu quelques problèmes opérationnels qui ont affecté la qualité des résultats.

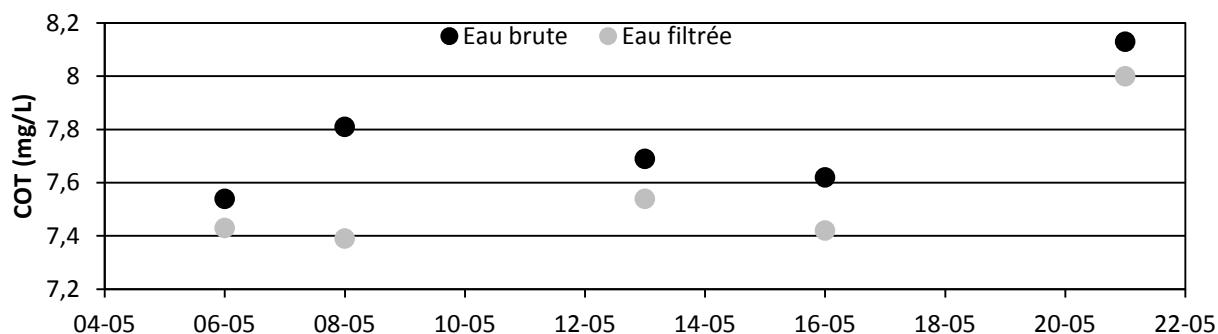


Figure 5.4 : Suivi du COT à l'eau brute et à l'eau filtrée

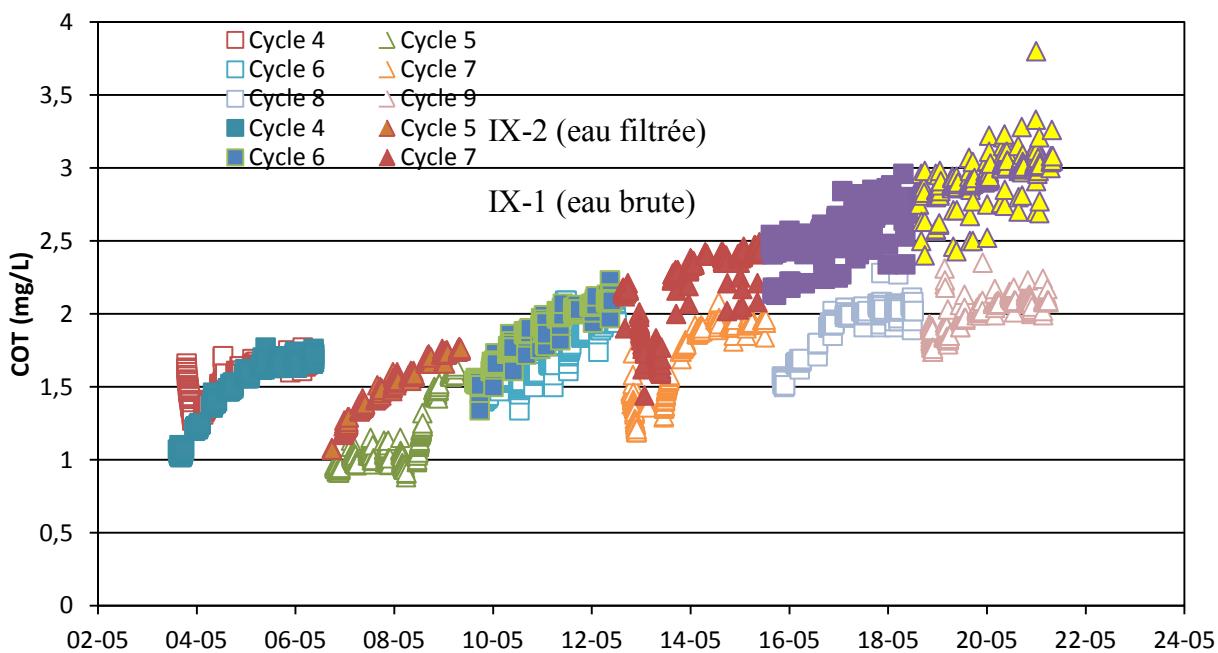


Figure 5.5 : Suivi du COT pour les systèmes IX-1 (eau brute) et IX-2 (eau filtrée)

Les résultats de COT en continu présentés aux figures 5.4 et 5.5 permettent de voir qu'il y a une augmentation constante du COT à l'eau traitée par le IX-1 qui est alimenté avec l'eau brute. On remarque aussi une légère augmentation pour le IX-2 qui est alimenté avec l'eau sortant du filtre tricouche. Après le 9^e cycle, il y a eu des problèmes techniques avec le COT-mètre donc aucune donnée en continu n'a été récoltée jusqu'au 12^e cycle. De plus, il semblait y avoir un problème avec la régénération du IX-1 comme on peut le voir avec les données de la figure 5.5 puisque le COT en sortie des systèmes était en hausse progressive malgré une bonne stabilité du COT alimentant les colonnes. Cette situation sera vue plus en détail dans la section 5.4 portant sur les effets de la régénération.

Les résultats de turbidité et les analyses de particules sont présentés dans les figures suivantes.

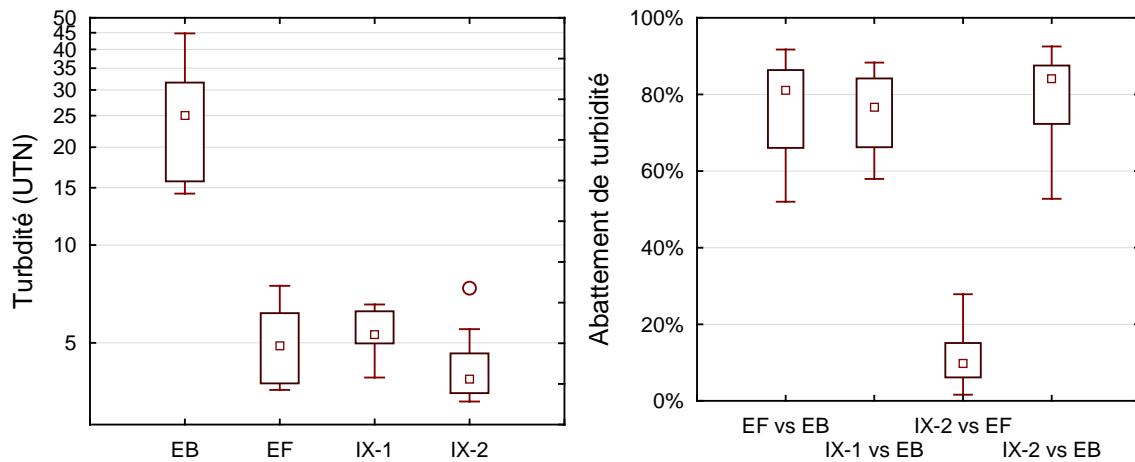


Figure 5.6 : Turbidité et abattement de turbidité pour les configurations d'échange ionique

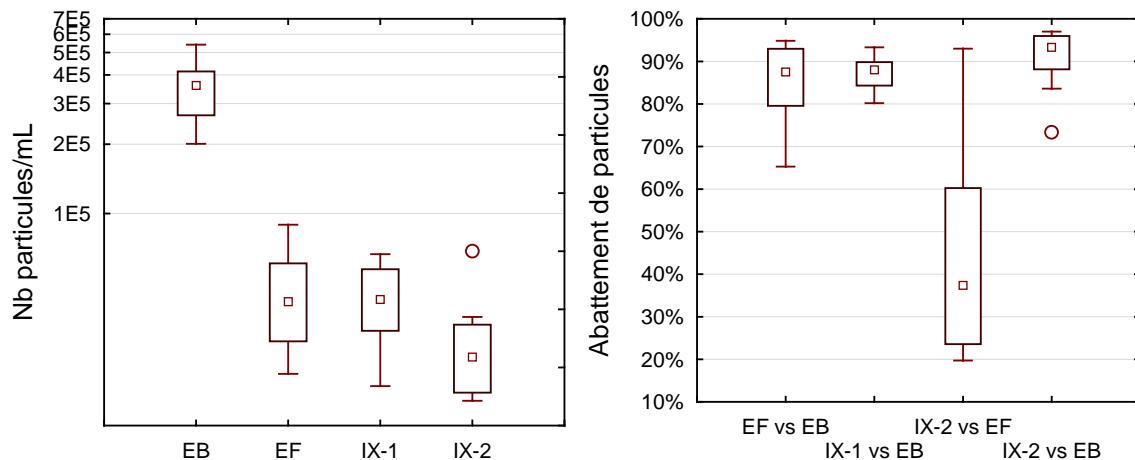


Figure 5.7 : Analyse de particules et abattement pour les configurations d'échange ionique

Les graphiques présentant l'abattement de turbidité et de particules permettent de comparer la sortie de l'échangeur avec son entrée ainsi que le procédé complet dans le cas du IX-2. On peut voir que globalement, c'est le procédé comprenant le filtre tricouche et l'échangeur IX-2 qui permet d'avoir la turbidité la plus faible à l'eau traitée et le meilleur abattement de particules. Cependant, il est intéressant de noter que le procédé IX-1 constitué d'une résine alimentée directement par l'eau brute permettait des abattements presque aussi importants que le filtre tricouche.

Pour les essais du procédé couplé, des analyses des précurseurs de THM (trihalométhanes) et de AHA (acides halo-acétiques) ont été réalisées en conditions de formation uniformes (pH 8.0, T 20°C, Cl₂ résiduel de 1,0 mg/L après 24 h). Ceci dans le but de savoir si un traitement complet comprenant la chloration de l'eau à la sortie du procédé produirait des sous-produits de désinfections qui sont normés à 80 ppb pour les THM et 60 ppb pour les AHA ((Ministère du Développement Durable de l'Environnement de la Faune et des Parcs du Québec (MDDEFP), 2012b). Voici les résultats obtenus.

Tableau 5.2: Précurseurs de THM et de AHA

	Absorbance UV	COD	THM-CFU	AHA-CFU
	cm ⁻¹	mg/L	µg/L	µg/L
NORME			80	60
IX-1	0,072	1,88	93	109
IX-2	0,041	1,52	73	80

Les mesures de THM et de AHA doivent être effectuées quatre fois dans l'année et ne doivent pas dépasser la norme présentée dans le tableau précédent. Les résultats indiquent que l'eau utilisée contient des précurseurs de sous-produits de désinfection en quantité appréciable puisqu'avec une concentration en carbone organique dissous inférieur à 2 mg/L, la norme de 80 µ/L est dépassée. On remarque aussi que les sous-produits limitant pour cette eau ne sont pas les THM comme la plupart des cas mais bien les AHA, ce qui indique qu'il faudrait ajuster la concentration en COD pour respecter la norme de 60 µ g/L. Il faut cependant noter que la méthode utilisée est très conservatrice, c'est-à-dire que la dose de chlore est suffisante pour qu'il y ait un résiduel de chlore libre de 1 mg/L après 24h de temps de contact. Pour un système de distribution, il est nécessaire d'avoir un résiduel de seulement 0,3 mg/L à l'entrée du réseau (Ministère du Développement Durable de l'Environnement de la Faune et des Parcs (MDDEFP), 2006).

5.2 Effet de la charge particulaire

Tout d'abord, il faut noter que le fabricant des systèmes d'échange ionique ne recommande pas d'utiliser une eau très chargée en particules pour alimenter le système. Il peut en résulter des problèmes opérationnels. C'est d'ailleurs ce qui s'est produit lors des essais avec l'échangeur IX-1 qui était alimenté avec de l'eau brute. En effet, après 9 cycles de traitement de 3 jours, certaines conduites présentes dans la tête automatisée de l'échangeur semblaient obstruées. Les cycles 12, 14 et 15 sont présentés dans la figure suivante afin d'illustrer l'effet de la charge particulaire.

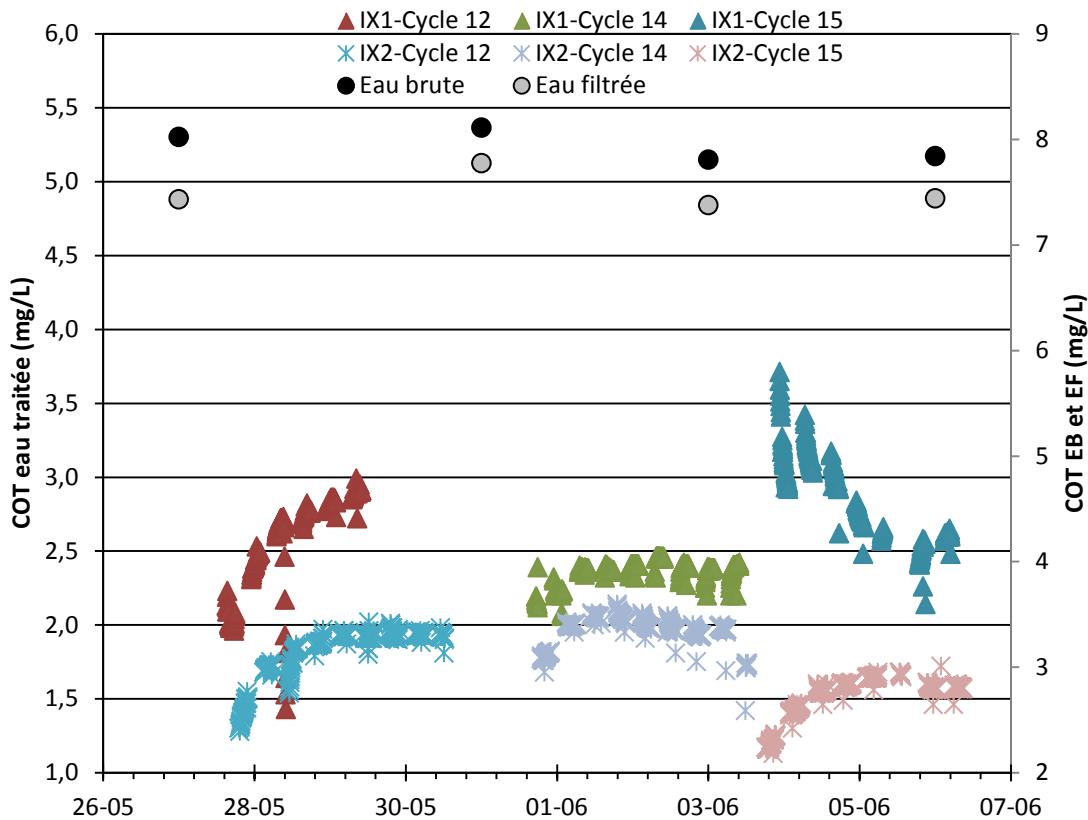


Figure 5.8 : Effet de la charge particulaire

La différence entre le COT de l'eau brute et de l'eau filtrée est d'en moyenne 0,4 mg/L pour les cycles présentés. La différence entre le COT du IX-1 et du IX-2 est nettement supérieure à cette valeur, sauf pour le cycle 14 où le COT du IX-1 est au plus bas. C'est donc qu'il y a un autre facteur que la valeur de COT à l'entrée qui affecte la performance des résines. Comme ces dernières ont un diamètre entre 0,3 et 1,2 mm, le lit de résine peut agir comme un filtre et retenir les particules. Toutefois, il est déconseillé d'utiliser un système de résine comme un filtre puisque la matière particulaire réduit la capacité d'échange de la résine, comme on peut le voir sur la figure 5.8. De plus, les problèmes opérationnels rencontrés pendant les essais confirment cette affirmation.

5.3 Effet du débit

Pour vérifier l'effet du débit volumique (volume de lit par heure ou B V/h) envoyé vers les systèmes d'échange ionique, le IX-1 a été alimenté avec de l'eau filtrée après avoir été

préalablement régénéré afin de s'assurer qu'il n'y ait plus d'effets de charge particulaire. Afin de s'assurer que les deux systèmes donnaient des performances semblables, un suivi en continu du COT a été effectué avec les mêmes paramètres opérationnels (débit de 8 BV/h). Par la suite, le débit du IX-1 a été augmenté à 16,5 BV/h (5,8 L/min) et celui du IX-2 a été diminué à 3,7 BV/h (1,3 L/min). Les résultats obtenus sont présentés à la figure 5.11.

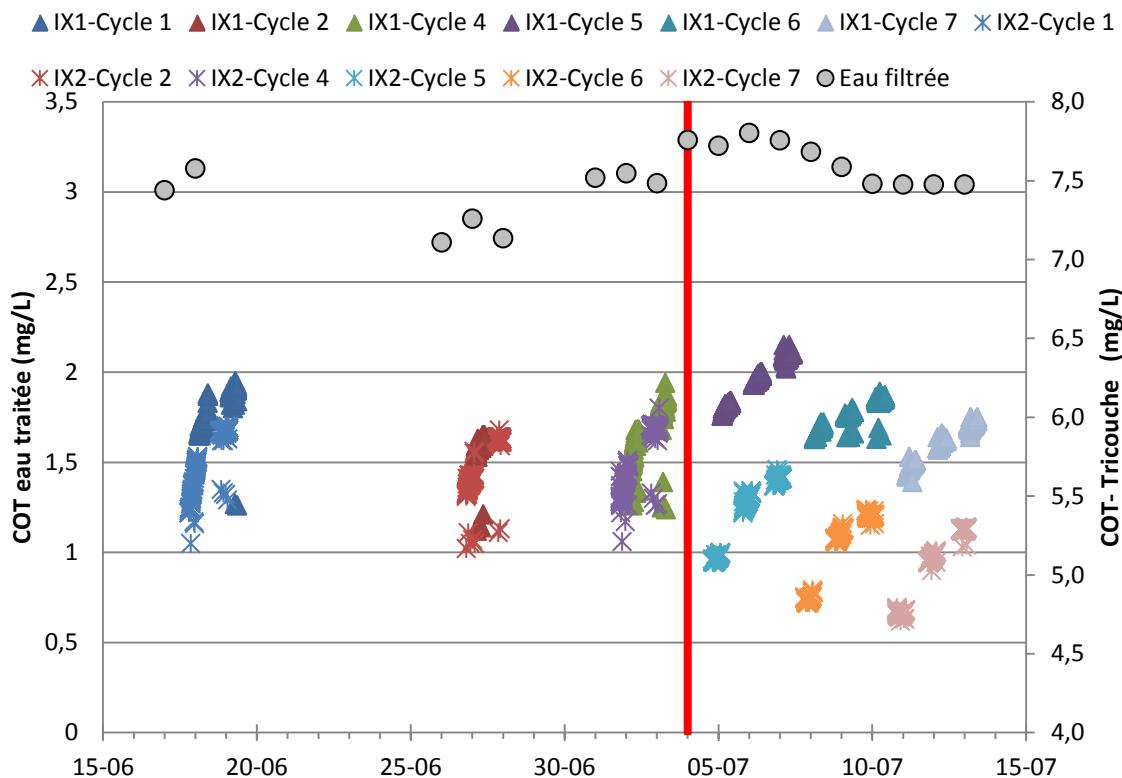


Figure 5.9 : Effet du débit volumique sur l'abattement du COT

Les données précédant le trait rouge représente le suivi du COT avec les deux échangeurs opérés à la même vitesse et tous les deux alimentés avec de l'eau filtrée. Comme les données se superposent pour les quatre premiers cycles, il est possible d'affirmer que les deux échangeurs avaient à peu de chose près les mêmes performances en termes d'enlèvement de COT. On peut donc clairement voir l'effet du débit avec les données situées à droite du trait rouge. Une augmentation du débit a provoqué une légère diminution des performances. En effet, la moyenne d'abattement de COT pour les quatre premiers cycles était de 77,4 % et la moyenne pour les 3 derniers cycles était de 76,8%, soit une différence inférieure à 1 % ce qui est négligeable.

Toutefois, on remarque que la diminution du débit a permis d'augmenter la performance d'abattement de 79% à 86%. De plus, les mesures de COT semblent diminuer avec les cycles. La figure 5.10 présente l'abattement de COT en fonction du nombre de BV pour les trois débits testés.

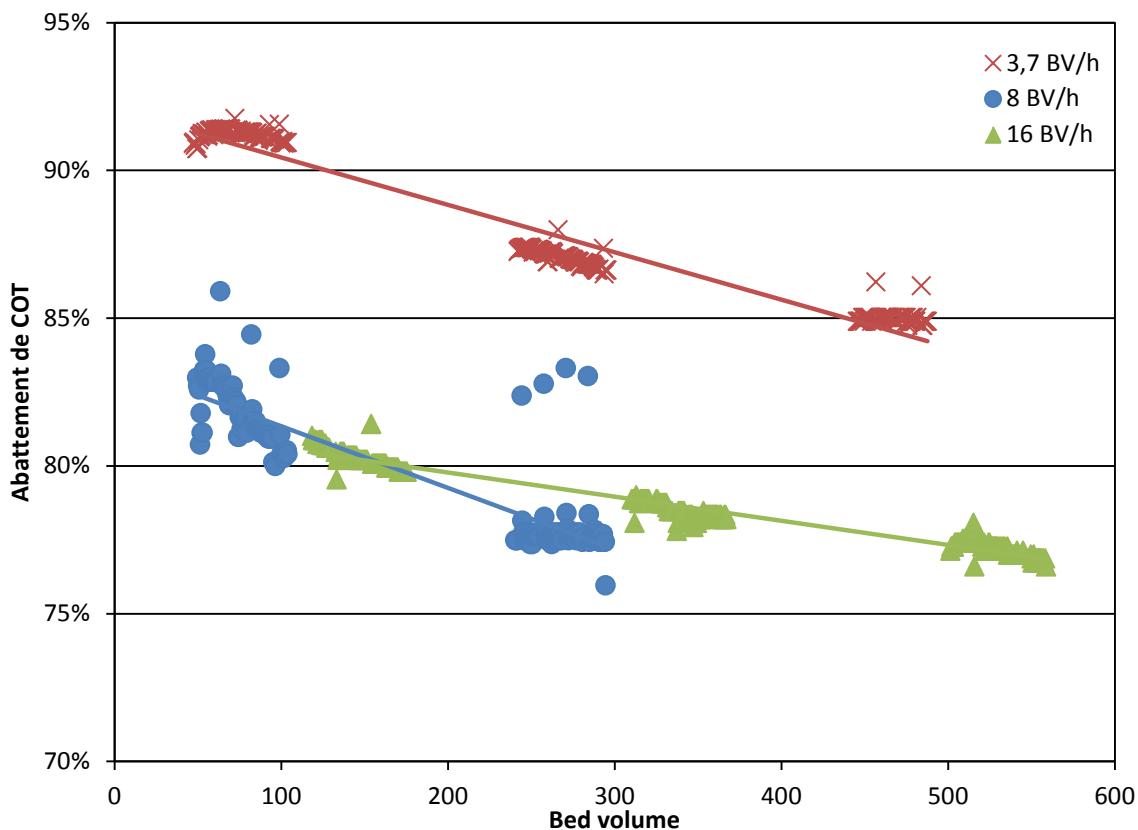


Figure 5.10 : Abattement de COT en fonction du nombre de bed volume pour trois différents débits volumiques

On peut clairement voir sur cette figure que le débit permettant d'avoir le meilleur abattement est le débit de 3,7 BV/h. On remarque aussi que les données à 8 et à 16 BV/h sont très semblables en termes d'abattements de COT. Comme la plage de débits recommandés pour un échangeur d'ion est de 8 à 40 BV/h, peut-être qu'aucune variation dans l'abattement de COT ne peut être observée. Étant donné que les essais pour déterminer l'effet du débit n'ont duré que trois cycles (9 jours), aucune stabilité dans les données n'a pu être observée. Il serait donc intéressant de répéter cette étude avec des débits plus élevés pour tester les deux extrêmes de la fourchette de débits volumiques recommandés (8 BV/h et 40 BV/h). Un débit volumique de 3,7 BV/h ne serait

pas viable pour un procédé puisqu'à de trop faibles débits, il peut y avoir formation de canaux préférentiels ce qui provoquerait des fuites ioniques.

5.4 Effet de la régénération

La régénération est une étape très importante dans l'opération d'un système d'échange ionique. En effet, si la régénération n'est pas effectuée adéquatement, des répercussions immédiates seront observées dans les performances du procédé. Pour vérifier l'efficacité de la régénération, il faut mesurer la salinité des eaux de rejet durant toutes les étapes pour construire une courbe d'élution. Le degré de salinité doit être supérieure à 30% de la saturation (80 g NaCl/L) pendant plus de 30 minutes (Janelle, 2012). Une table de conversion du degré de salinité donné par le salinimètre se trouve à l'annexe 2.

Lors de la 4^e régénération (avant le 4^e cycle), les eaux de rejet ont été récoltées pour les deux systèmes afin de vérifier l'efficacité de cette étape. Le même protocole a été répété avant le 12^e cycle et une fois de plus pour le IX-1 avant le 13^e cycle. Les courbes d'élutions sont présentées ci-dessous.

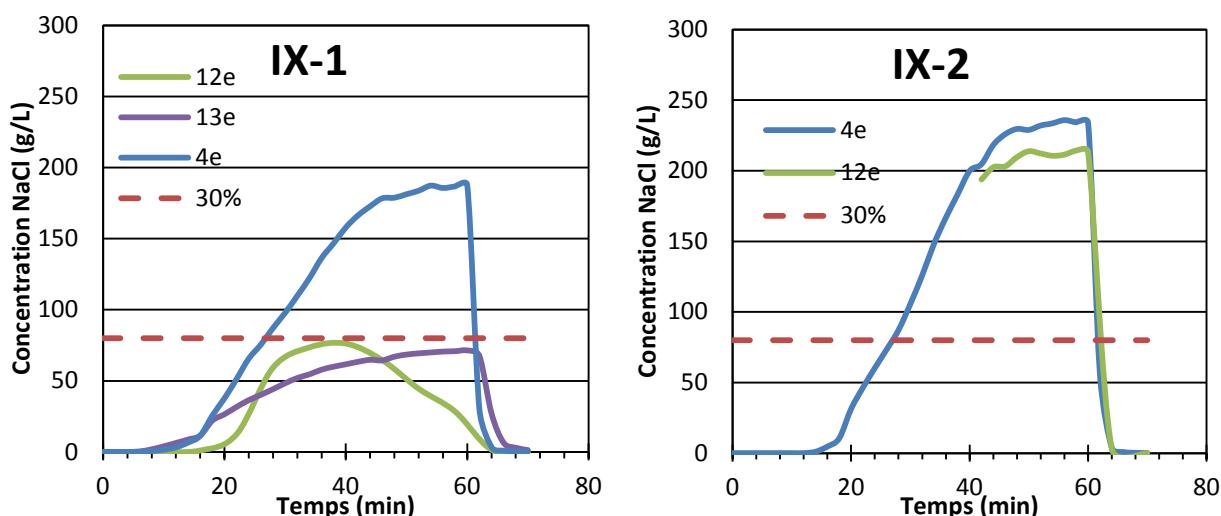


Figure 5.11 : Courbes d'élutions pour IX-1 et IX-2

Les courbes d'élutions du IX-2 démontrent que la régénération est toujours aussi efficace, même après 12 cycles d'opération (36 jours). Les courbes du IX-1 montrent quant à elles qu'il y a eu des problèmes avec la 12^e régénération et la 13^e régénération. Comme mentionné précédemment,

après 9 cycles d'opération il ne semblait plus y avoir de régénération puisque les données de COT ne diminuaient pas au début d'un nouveau cycle. Après avoir effectué les courbes d'élutions après la 12^e et la 13^e régénération, les paramètres de la séquence du rétro-lavage ont été modifiés afin de voir si une amélioration de la régénération était possible. L'étape de rétro-lavage a été augmentée à 30 minutes au lieu de 10 minutes, l'étape d'injection de saumure et de rinçage lent a été maintenue à 60 minutes, l'étape de rinçage rapide a été augmentée à 30 minutes au lieu de 10 minutes et l'étape de remplissage du bassin de saumure a été augmentée à 25 minutes au lieu de 13 minutes. Il semblait en effet y avoir un problème de remplissage du réservoir de saumure. Pour vérifier, le débit de remplissage a été mesuré pour les deux systèmes et le débit du IX-1 était de 0,16 L/min versus 1,3 L/min pour le IX-2. Ceci indiquait clairement qu'il y avait une conduite obstruée ce qui empêchait le remplissage du réservoir de saumure. L'augmentation du temps de rétro-lavage et de rinçage rapide avait pour but d'éliminer la plus grande quantité de particules qui se trouvaient dans la résine. Toutefois, comme les réservoirs étaient opaques, il était impossible de savoir avec certitude s'il y avait des amas de particules coincés dans le lit de résine. Cette régénération optimisée a permis d'améliorer les performances du IX-1, comme on peut le voir sur la figure 5.10 avec le cycle 14. Il faut cependant noter qu'une telle régénération serait trop longue et peu avantageuse puisqu'elle nécessiterait une grande quantité d'eau.

DISCUSSION

Les résultats présentés dans les chapitres précédents ont permis d'atteindre les objectifs établis au début de ce projet de recherche. Lors des essais de filtration granulaire en eau chaude et en eau froide, un des objectifs était de faire ressortir l'effet de la vitesse superficielle et de la granulométrie sur les performances de filtration. Il faut toutefois garder à l'esprit que la qualité de l'eau brute a significativement changé pendant les essais, ce qui rend les comparaisons entre toutes les configurations testées plus difficiles. De plus, il a été observé que l'âge des matériaux filtrant a aussi un effet sur la performance d'un filtre. Un filtre avec des matériaux neufs produira une eau de moins bonne qualité qu'un filtre en opération depuis plusieurs mois, comme le démontrent les résultats du filtre fin à 2 m/h en eau froide en comparaison avec ceux du filtre fin avec de l'anthracite à 2 m/h en eau froide.

L'effet de la vitesse superficielle est beaucoup plus marqué que l'effet de la granulométrie. En effet, on peut voir que le filtre fin à 2 m/h produit une eau de meilleure qualité et est plus robuste que son homonyme à 10 m/h. Le principe de robustesse se définit par la capacité d'atténuer l'effet des changements de qualité de l'eau brute sur l'eau filtrée. Il ne faut pas oublier l'opération du filtre, surtout au niveau des rétro-lavages. La durée de cycle est significativement plus longue pour le filtre à 2 m/h, ce qui est un net avantage pour un petit système de traitement. Cependant, la production d'eau d'un filtre à 2 m/h est cinq fois plus faible que celle d'un filtre à 10 m/h. Il faut alors trouver un bon compromis entre qualité, production et opération. C'est pourquoi une vitesse intermédiaire de 5 m/h a été testée pour les dernières configurations à l'essai. Encore une fois, on peut voir qu'en augmentant la vitesse superficielle, la performance et la durée de cycle du filtre diminuent mais restent suffisamment élevés, ce qui représente un bon compromis. Les figures présentant l'abattement de particules en fonction du L/d ont permis de soulever un point important, celui de la conception du filtre. En comparant deux filtres de même granulométrie mais de vitesses superficielles différentes, on peut voir qu'un filtre opéré à basse vitesse requiert un L/d plus faible pour atteindre une certaine performance et que l'épaisseur de média supplémentaire n'apporte qu'une faible augmentation des performances. C'est donc de dire qu'un filtre à 2 m/h pourrait fonctionner avec moins de média qu'un filtre à 10 m/h. Pour la conception d'un filtre, il faudrait aussi prendre en compte la vitesse de filtration et non seulement la

configuration du filtre et sa granulométrie pour déterminer le ratio L/d requis. Au Canada, les pointes de turbidité sont souvent observées en eaux froides lors des périodes de fonte des neiges, des grands vents d'automne et des renversements des milieux lacustres. La demande en eau durant ces périodes est alors significativement plus faible qu'en période estivale. Il serait donc intéressant que le concepteur identifie les conditions d'eau brute critiques pour la conception et la demande en eau durant cette période. Ainsi, un système conçu pour opérer à 5 m/h en eaux turbides et froides pourrait alors opérer à une vitesse plus importante en conditions d'eaux chaudes faiblement turbides. Cette approche implique cependant une bonne connaissance de la ressource en eau avant de procéder à la conception ce qui est souvent une difficulté dans le cas des petites installations en eau.

Quant à l'effet de la granulométrie, il est présent mais semble avoir un impact moins grand sur les résultats que celui de la vitesse superficielle. Par exemple, les filtres standard et fin à 2 m/h produisent une eau de qualité très semblable. La granulométrie fine semble donner de meilleurs résultats mais pour une durée de cycle souvent inférieure de moitié. D'un point de vue opérationnel, la différence de qualité ne justifie pas le choix d'une telle granulométrie. Il est aussi très intéressant de s'attarder à l'effet du ratio L/d en comparant un filtre bicoche avec un filtre tricouche. Comme la granulométrie du charbon et du sable est identique pour le filtre tricouche et le filtre standard, ces deux configurations peuvent être comparées. L'ajout d'une couche d'ilménite a permis d'augmenter l'abattement de turbidité et de particules à 5 m/h mais surtout d'augmenter la robustesse, ce qui est très important. Comme les résultats pour le filtre fin à 5 m/h sont presque identiques à ceux du filtre standard à 5 m/h, on peut conclure qu'il est préférable d'ajouter une couche de média plus fin plutôt que de raffiner la granulométrie du filtre en entier.

Une des questions soulevées pendant ce projet était de savoir s'il était préférable d'utiliser du charbon actif en grain ou de l'anthracite comme matériau filtrant. Comme l'anthracite est moins favorable au développement l'activité biologique d'un filtre, seule la matière particulaire a été prise en compte pour comparer les performances des deux médias. Il est cependant possible que la croissance de biofilm favorise l'abattement de la turbidité car il a été observé que les filtres vieillis étaient plus performants que des filtres neufs. Ainsi, les performances du filtre avec de l'anthracite ont été nettement inférieures à celles du filtre fin avec du CAG tant au niveau de l'abattement de turbidité que de particules. Cependant, le développement des pertes de charge

était sensiblement équivalent pour les deux filtres, ce qui veut dire que le média filtrant n'a pas beaucoup d'influence sur ce paramètre. Comme le CAG permet en plus d'avoir un meilleur abattement de la matière dissoute, il serait recommandé d'utiliser ce média filtrant surtout pour une application en eau de surface avec beaucoup de matière organique dissoute à l'eau brute.

La figure suivante regroupe toutes les configurations testées, en eau chaude et en eau froide en fonction de la turbidité à l'eau brute lorsqu'elle est inférieure à 10 UTN.

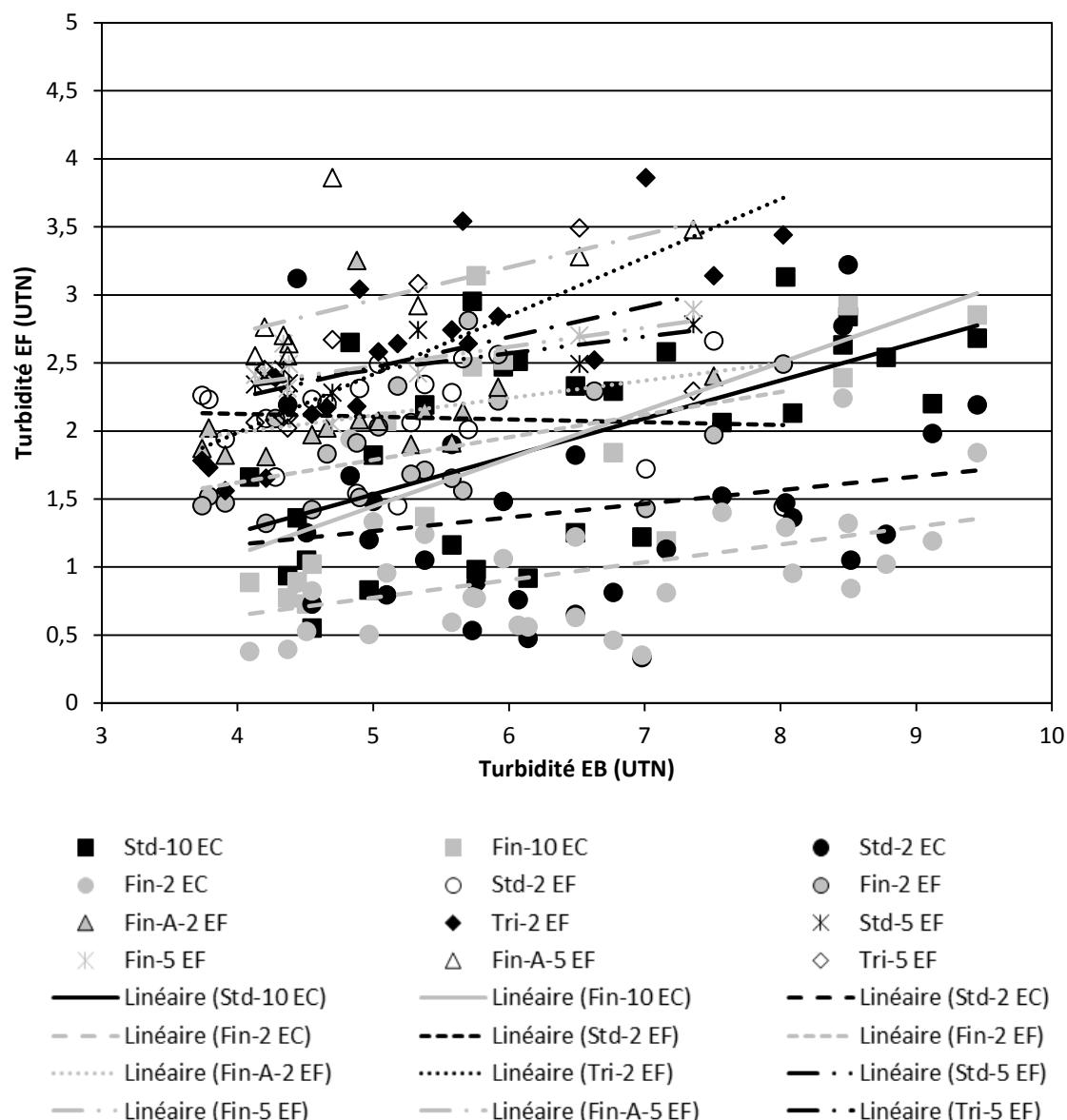


Figure 5.12 : Turbidité à l'eau filtrée en fonction de la turbidité à l'eau brute inférieure à 10 UTN

On constate que pour toutes les configurations testées, la turbidité à l'eau filtrée est en tout temps inférieure à 5 UTN lorsque la turbidité à l'eau brute ne dépasse pas 10 UTN. Les courbes de tendances linéaires permettent aussi de faire ressortir le comportement du filtre lorsque l'eau se dégrade. Les résultats en eau chaude sont meilleurs que ceux en eau froide pour les filtres standard et fin avec une différence d'environ 1 UTN. Finalement, une vitesse de 5 m/h permet de voir qu'il n'y a pas vraiment de différence entre les résultats du filtre standard et du filtre fin avec du CAG.

Les objectifs concernant l'utilisation de résines échangeuses d'ions visaient à évaluer l'effet d'un prétraitemet et du débit volumique sur les performances d'abattement de la matière organique. La durée des essais avec des résines n'a pas été très longue et a été ponctuée par plusieurs problèmes techniques, surtout au niveau de l'analyseur de COT en continu. Cependant, les données récoltées ont quand même permis d'observer l'effet de la charge particulaire et du débit volumique. Selon les fournisseurs de systèmes d'échange ionique, un contacteur de résine en lit fixe ne permet pas l'abattement de turbidité. Les résultats démontrent pourtant que le système IX-1 permettait d'enlever en moyenne presque 80% de la turbidité. Ceci est dû est à la granulométrie de la résine qui est relativement semblable à celle du filtre utilisé comme prétraitemet. De plus, une partie des colloïdes organiques causant de la turbidité a été enlevée par la résine. Toutefois, les performances de la résine se sont dégradées après quelques cycles d'opération. Comme une résine a une durée de vie de quelques années (2-3 ans), la dégradation des performances au fil des cycles ne permettrait plus de rencontrer les objectifs de traitement. De plus, de nombreux problèmes opérationnels sont survenus pendant les essais parce que le système n'était pas conçu pour une eau très chargée en particules, ce qui permet de confirmer ce que recommandent les fournisseurs. Pour ce qui est du débit volumique, les résultats ont montrés qu'un très faible débit permettait de réduire la concentration en COT en dessous de 1 mg/L. Les essais n'ont cependant pas permis de voir une stabilité dans les résultats, ce qui aurait permis de mieux quantifier l'effet du débit par rapport à l'abattement de COT. Il ne faut surtout pas oublier que le faible débit volumique testé ne figurait plus dans la plage de débit recommandée. C'est pourquoi il aurait été intéressant de tester les extrêmes de cette fourchette, ce qui aurait permis de faire une recommandation quant au débit volumique à utiliser. La configuration physique du pilote ne permettait pas d'atteindre de tels objectifs.

Globalement, le procédé couplé permettait d'obtenir de bons résultats en termes d'abattement et ce, malgré les pointes de turbidités rencontrées. En effet, le filtre granulaire produisait une eau ayant une turbidité presque tout le temps inférieure à 5 UTN pour une eau brute ayant une turbidité en moyenne de 25 UTN. L'eau de surface utilisée pour les essais était peu représentative des eaux de surface au Québec puisqu'il s'agissait de l'eau de la Rivière-des-Mille-Îles alors que l'application visée est plutôt un lac colorée mais faiblement turbide. C'est pourquoi il est raisonnable de penser qu'en de telles conditions, le procédé couplé permettrait d'avoir une eau avec une turbidité inférieure à 5 UTN et une concentration en COD inférieure à 3 mg/L. De plus, la concentration en COD de l'eau brute était au maximum de 8 mg/L. Dans le cas où une eau avec une plus forte concentration devrait être traitée par le système présenté, un deuxième système d'échange ionique serait utilisé en série comme polisseur.

En ce qui concerne les THMs et les AHAs, une concentration plus élevée en COD à l'eau traitée augmente le risque de formation de sous-produits de désinfection. De plus, les valeurs obtenues peuvent paraître élevées mais il s'agit d'une analyse donnant des résultats conservateurs et un seul échantillonnage a été réalisé pour ces analyses. Il aurait été intéressant de comparer plusieurs méthodes d'analyses et d'avoir des résultats sur plusieurs cycles afin de pouvoir conclure à savoir s'il y a un risque de formation de sous-produits de désinfection. Dans le but d'établir un objectif de traitement pour le carbone organique total, il faudrait se baser sur la formation des AHAs puisque ces derniers semblent être les sous-produits limitant pour le respect des normes. Il faut cependant noter que selon la nature de la matière organique, le potentiel de formation de ces composés peut varier et que les THMs pourraient être limitants pour un autre type d'eau.

CONCLUSION

Le présent projet de recherche avait pour but de répondre à la question de recherche qui était : comment coupler deux procédés de traitement (filtration granulaire et résines échangeuses d'ions) de façon à optimiser l'enlèvement de matière organique dissoute en présence de turbidité, tout en étant applicables aux petites communautés? Les objectifs du projet ont permis de poser des hypothèses de recherche qui ont été vérifiées ou infirmées. Voici les conclusions et les recommandations suite aux essais de filtration granulaire en eau chaude et en eau froide.

- Un filtre tricouche est préférable à un filtre bicouche en termes d'abattement de turbidité et de particules et de robustesse
- Une vitesse superficielle de 5 m/h permet d'obtenir un bon compromis entre qualité, production et opération.
- Le charbon actif en grain est plus efficace que l'anthracite pour l'enlèvement de matière particulaire et dissoute.
- Une granulométrie standard est recommandée puisque les contraintes opérationnelles liées à une granulométrie fine ne justifient pas la différence de performances

Pour les essais avec les résines et le procédé couplé, voici les conclusions et recommandations.

- Un prétraitement permettant de réduire la charge particulaire est essentiel en amont d'un système d'échange ionique afin d'éviter le colmatage du système de régénération
- L'augmentation du débit volumique dans la plage recommandée n'a pas d'effet significatif sur l'abattement de carbone organique total
- La régénération des résines a un impact direct sur la performance
- Le procédé couplé permet d'obtenir un abattement de turbidité et de matière organique dissoute suffisant pour satisfaire les normes émises par le MDDEFP lorsque l'eau brute a une turbidité inférieure à 10 UTN
- Le procédé couplé pourrait être utilisé avec une eau contenant plus de 8 mg/L en utilisant un deuxième système d'échange ionique comme polisseur.

BIBLIOGRAPHIE

- American Water Works Association (AWWA). (1999). *Water quality and treatment. A handbook of community water supplies (Fifth Edition)*. New York, NY, USA: McGraw-Hill, Inc.
- Amirtharajah, A. (1988). Some theoretical and conceptual views of filtration. *Journal American Water Works Association, AWWA*, 80(12), 36-46.
- Anthrafilter. (2003a). *Data sheet : High density filter sand (chemical & biological filters)* [physical characteristics and chemical composition].
- Anthrafilter. (2003b). *Technical data sheet : Galaxy Plus Garnet #50*.
- Apell, J. N., & Boyer, T. H. (2010). Combined ion exchange treatment for removal of dissolved organic matter and hardness. *Water Research*, 44(8), 2419-2430. doi: 10.1016/j.watres.2010.01.004
- Barbeau, B. (2007). *Chimie des oxydants et traitements avancés*. Notes de cours. Polytechnique Montréal.
- Baruth, E. E. (2005). *Water treatment plant design (Fourth Edition)* (4th ed.). New York, USA: American Water Works Association (AWWA) and American Society of Civil Engineers (ASCE). McGraw-Hill, Inc.
- Bazri, M. M., Rahmani, S., Imoberdof, G., & Mohseni, M. (2012). *Ion exchange resins for natural organic matter removal*. Paper presented at the BCWWA Penticton, British Columbia.
- Beverly, R. P. (2005). *Filter troubleshooting and design handbook (First Edition)* (First ed.). Denver, Colorado, USA: American Water Works Association, Science and Technology.
- Bolto, B., Dixon, D., Eldridge, R., King, S., & Linge, K. (2002). Removal of natural organic matter by ion exchange. *Water Research*, 36(20), 9.
- Bornmann, K., Wricke, B., & Habel, D. (2002). Optimization of particle removal in drinking water treatment of reservoir water in a pressure filter plant. In H. J. Malzer, R. Gimbel & J. C. Schippers (Eds.), *Innovations in Conventional and Advanced Water Treatment Processes* (Vol. 2, pp. 241-247). London: I W a Publishing.

- Boyer, T. H., & Singer, P. C. (2008). Stoichiometry of removal of natural organic matter by ion exchange. *Environmental Science and Technology*, 42(2), 608-613. doi: 10.1021/es071940n
- Cleasby, J. L., & Sejkora, G. D. (1975). Effect of media intermixing on dual media filtration. *Journal of the environmental engineering division*, 101(4 EE4), 503-516.
- Cleasby, J. L., & Woods, C. F. (1975). Intermixing of dual media and multimedia granular filters. *Journal American Water Works Association, AWWA*, 67(4), 197-203.
- Clifford, D., Ghurye, G., & Tripp, A. (1998). *Arsenic Removal by Ion Exchange With and Without Brine Reuse*. Paper presented at the AWWA Inorganic Contaminants Workshop, San Antonio, TX.
- Croue, J. P., Violleau, D., Bodaire, C., & Legube, B. (1999). Removal of hydrophobic and hydrophilic constituents by anion exchange resin. *Water Science and Technology*, 40(9), 207-214. doi: 10.1016/s0273-1223(99)00658-7
- Desclaux, S., & Remigy, J.-C. (2007). Filtration membranaire (OI, NF, UF) : Présentation des membranes et modules. *Techniques de l'ingénieur : Procédés de traitement des eaux potables, industrielles et urbaines, Base documentaire : TIB318DUO*. Retrieved from Techniques de l'ingénieur website: <http://www.techniques-ingenieur.fr/base-documentaire/environnement-securite-th5/procedes-de-traitement-des-eaux-potables-industrielles-et-urbaines-42318210/filtration-membranaire-oi-nf-uf-w4090/>
- Desjardins, R. (1997). *Le traitement des eaux, 2e édition revue et enrichie*. Québec, Canada: Édition de l'École Polytechnique de Montréal.
- Downey, D. (1995). Mastering organic matter removal with a porous strong base anion resin. FCM. (2005). Pratiques d'exploitation et d'entretien pour des petits réseaux de distribution Retrieved 1 novembre, 2011, from http://fmv.fcm.ca/files/Infraguide/Potable_Water/small_syst_operation_maint_practices_fr.pdf
- Fischer, M. W. F., Stolze-Rybczynski, J. L., Davis, D. J., Cui, Y., & Money, N. P. (2010). Solving the aerodynamics of fungal flight: how air viscosity slows spore motion. *Fungal Biology*, 114(11–12), 943-948. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.funbio.2010.09.003>

- Ford, T. a. (2004). *Protecting public health in small water systems*. Bozeman.
- Hilderbrand Jr., K. S. (1999). Preparation of salt brines for the fishing industry. Retrieved from <http://seagrant.oregonstate.edu/sgpubs/onlinepubs/h99002.pdf>
- Hirs, G. (1980). 4197205. United States Patent.
- Hsiung, A. K., & Conley, W. R. (1975). 3876546. United States Patent: O. Corvallis.
- Janelle, A. (2012). *Traitements autonomes et décentralisés : Eau potable*. Notes de cours. Polytechnique Montréal.
- Jegatheesan, V., & Vigneswaran, S. (2005). Deep bed filtration: mathematical models and observations. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, 35(6), 515-569. doi: 10.1080/10643380500326432
- Kawamura, S. (2000). *Integrated design and operation of water treatment facilities (Second Edition)*. New York, USA: John Wiley and Sons, Inc.
- Kim, P.-S., & Symons, J. M. (1991). Using anion exchange resins to remove THM precursors. *Journal American Water Works Association, AWWA*, 83(12), 61.
- Le Clair, B. P. (1964). *Two component fluidization*. (M. A. Sc.), University of British Columbia. Retrieved from https://circle.ubc.ca/bitstream/handle/2429/37772/UBC_1964_A7%20L4.pdf?sequence=1
- McAdam, E. J., & Judd, S. J. (2008). Biological treatment of ion-exchange brine regenerant for re-use: A review. [Review]. *Separation and Purification Technology*, 62(2), 264-272. doi: 10.1016/j.seppur.2008.01.007
- Ministère du Développement Durable de l'Environnement de la Faune et des Parcs (MDDEFP). (2006). Guide de conception des installations de production d'eau potable (Volume 1) (pp. 286). Canada: Gouvernement du Québec.
- Ministère du Développement Durable de l'Environnement de la Faune et des Parcs du Québec (MDDEFP). (2009). Guide de conception des petites installations de production d'eau potable.
- Ministère du Développement Durable de l'Environnement de la Faune et des Parcs du Québec (MDDEFP). (2012a). Critères de qualité de l'eau de surface (pp. 532).

Ministère du Développement Durable de l'Environnement de la Faune et des Parcs du Québec (MDDEFP). (2012b). Guide d'interprétation du règlement sur la qualité de l'eau potable (pp. 146).

Mohanka, S. S. (1969). Multilayer filtration. *Journal American Water Works Association, AWWA, 61*(10), 504-511.

Montgomery Watson Harza (MWH). (2005). *Water treatment: principles and design (Second Edition)*. Hoboken, New Jersey, USA: John Wiley and Sons, Inc.

Prévost, M. (Ed.). (2008). *Traitements physico-chimiques*.

Qureshi, N. (1982). The effect of backwashing rate on filter performance. *Journal American Water Works Association, AWWA, 74*, 242-248.

Santé Canada. (2008). Santé de l'environnement et du milieu de travail : La couleur Retrieved 2 novembre, 2011, from <http://www.hc-sc.gc.ca/ewh-semt/pubs/water-eau/colour-couleur/index-fra.php>

Santé Canada. (2011). Qualité de l'eau - Rapports et publications Retrieved 30 septembre, 2011, from http://www.hc-sc.gc.ca/ewh-semt/pubs/water-eau/index-fra.php#doc_tech

Scholten, J. J., & Young, J. C. (1982). 4322299. United States Patent: I. Ames.

Statistique Canada. (2011). Operation and maintenance costs of drinking water plants Retrieved 12 novembre, 2011, from <http://www.statcan.gc.ca/pub/16-002-x/2011001/part-partie3-eng.htm>

StatSoft Inc. (2011). STATISTICA (Version 10 ed.).

Tufenkji, N., & Elimelech, M. (2004). Correlation equation for predicting single-collector efficiency in physicochemical filtration in saturated porous media. *Environmental Science and Technology, 38*(2), 529-536.

Upper Mississippi River Board of State, & Provincial Public Health and Environmental Managers. (2012). Recommended Standards for Waterworks

WesTech Engineering. (2010). Pressure filters: WesTech Engineering Inc.

ANNEXES

Annexe 1 - Tableau des substances normées dans les eaux de rejet

Substance	Valeur aiguë à l'effluent	Critère chronique à respecter dans le milieu
Arsenic	0,14 mg/L	0,036
Bromates	14 mg/L	0,76 mg/L
Cuivre	$2 * e^{[(0,9422 * \text{dureté}) - 1,7]} / 1000$	$e^{[0,8545 * \text{dureté} - 1,702]} / 1000$
Fer	6,9 mg/L	1,3 mg/L
Manganèse	$e^{[0,8784 Z * \text{dureté} + 4,9820]} / 1000$	$e^{[0,8784 * \text{dureté} + 3,5199]} / 1000$
Nitrates		2,9
Plomb	$2 * e^{[1,273 * \text{dureté} - 1,46]} / 1000$	$e^{[1,273 * \text{dureté} - 4,705]} / 1000$
Sulfates	entre 500 et 1499 mg/L dépendamment de la dureté et des chlorures	

Tiré de (Ministère du Développement Durable de l'Environnement de la Faune et des Parcs du Québec (MDDEFP), 2012a)

Annexe 2 - Table de conversion du degré de salinité

Table 1. Sodium Chloride Brine Tables for Brine at 60°F

(1) Salo- meter Degrees	(2) Freezing Point Deg. F. ^a	(3) Percent Sodium Chloride by Wt.	(4) Pounds Salt Per Gallon of Water	(5) Pounds per Gallon of Brine	(6) Gallon Water Per Gal. of Brine	(7) Specific Gravity	(8) Salo- meter Degrees
0	+32.0	.000	.000	.000	8.328	1.000	0
2	+31.5	.528	.044	.044	8.318	.999	2
4	+31.1	1.056	.089	.089	8.297	.996	4
6	+30.5	1.584	.134	.133	8.287	.995	6
8	+30.0	2.112	.179	.178	8.275	.993	8
10	+29.3	2.640	.226	.224	8.262	.992	10
12	+28.8	3.167	.273	.270	8.250	.990	12
14*	+28.2	3.695	.320	.316	8.229	.988	14*
16	+27.6	4.223	.367	.362	8.216	.987	16
18	+27.0	4.751	.415	.409	8.202	.985	18
20	+26.4	5.279	.464	.456	8.188	.983	20
22	+25.7	5.807	.512	.503	8.175	.982	22
24	+25.1	6.335	.563	.552	8.159	.980	24
26	+24.4	6.863	.614	.600	8.144	.978	26
28	+23.7	7.391	.665	.649	8.129	.976	28
30	+23.0	7.919	.716	.698	8.113	.974	30
32	+22.3	8.446	.768	.747	8.097	.972	32
34	+21.6	8.974	.821	.797	8.081	.970	34
36	+20.9	9.502	.875	.847	8.064	.968	36
38	+20.2	10.030	.928	.897	8.047	.966	38
40	+19.4	10.558	.983	.948	8.030	.964	40
42	+18.7	11.086	1.039	.999	8.012	.962	42
44	+17.9	11.614	1.094	1.050	7.994	.960	44
46	+17.1	12.142	1.151	1.102	7.976	.958	46
48	+16.2	12.670	1.208	1.154	7.957	.955	48
50	+15.4	13.198	1.266	1.207	7.937	.953	50
52	+14.5	13.725	1.325	1.260	7.918	.951	52
54	+13.7	14.253	1.385	1.313	7.898	.948	54
56	+12.8	14.781	1.444	1.366	7.878	.946	56
58	+11.8	15.309	1.505	1.420	7.858	.943	58
60	+10.9	15.837	1.568	1.475	7.836	.941	60
62	+9.9	16.365	1.629	1.529	7.815	.938	62
64	+8.9	16.893	1.692	1.584	7.794	.936	64
66	+7.9	17.421	1.756	1.639	7.772	.933	66
68	+6.8	17.949	1.822	1.697	7.755	.931	68
70	+5.7	18.477	1.888	1.753	7.733	.929	70
72	+4.6	19.004	1.954	1.809	7.710	.926	72
74	+3.4	19.532	2.022	1.866	7.686	.923	74
76	+2.2	20.060	2.091	1.925	7.669	.921	76
78	+1.0	20.588	2.159	1.982	7.645	.918	78
80	-4	21.116	2.229	2.040	7.620	.915	80
82	-1.6	21.644	2.300	2.098	7.596	.912	82
84	-3.0	22.172	2.372	2.158	7.577	.910	84
86	-4.4	22.700	2.446	2.218	7.551	.907	86
88	-5.8	23.228	2.520	2.279	7.531	.904	88
88.3 ^b	-6.0 ^b	23.307	2.531	2.288	7.528	.904	88.3 ^b
90	-1.1	23.756	2.594	2.338	7.506	.901	90
92	+4.8	24.283	2.670	2.398	7.479	.898	92
94	+11.1	24.811	2.745	2.459	7.460	.896	94
95	+14.4	25.075	2.787	2.491	7.444	.894	95
96	+18.0	25.339	2.827	2.522	7.430	.892	96
97	+21.6	25.603	2.865	2.552	7.417	.891	97
98	+25.5	25.867	2.906	2.585	7.409	.890	98
99	+29.8	26.131	2.947	2.616	7.394	.888	99
99.6	+32.3	26.289	2.970	2.634	7.386	.887	100 ^c
100 ^c	+60.0 ^c	26.395 ^c	2.987	2.647	7.380	.886	100 ^c

The above table applies to brine tested at 60°F. For other brine temperatures the observed salometer readings must be converted before using them in the table. For practical purposes, add one degree salometer for each 10 degrees above 60°F and deduct one degree salometer for each 10 degrees below 60°F.

* Approximate salinity range for seawater.

^a Temperature at which freezing begins. Ice forms, brine concentrates, and freezing point lowers to eutectic.

^b Eutectic point. For brines stronger than eutectic, the temperatures shown are the saturation temperatures for sodium chloride dihydrate. Brines stronger than eutectic deposit excess sodium chloride as dihydrate when cooled, and freeze at eutectic.

^c Saturated brine at 60°F.

Tiré de (Hilderbrand Jr., 1999)

Annexe 3 - Résultats de T-Test

Tableau 5.3 : T-Test pour les résultats de CODB en eau froide

	Std-2	Fin-2	Fin-A-2	Tri-2
Std-2				
Fin-2	0,18			
Fin-A-2	0,83	0,07		
Tri-2	0,95	0,22	0,53	

Tableau 5.4 : T-Test pour les résultats de particules en eau froide à 5 m/h

	Std-5	Fin-5	Fin-A-5	Tri-5
Std-5				
Fin-5	0,58			
Fin-A-5	0,59	0,02		
Tri-5	0,22	0,06	0,01	

Tableau 5.5: T-Test pour les résultats de COD en eau froide à 5 m/h

t-test	Std-5	Fin-5	Fin-A-5	Tri-5
Std-5				
Fin-5	0,31			
Fin-A-5	0,23	0,20		
Tri-5	0,22	0,13	0,24	

Tableau 5.6 : T-Test pour les résultats de CODB en eau froide à 5 m/h

t-test	Std-5	Fin-5	Fin-A-5	Tri-5
Std-5				
Fin-5	0,26			
Fin-A-5	0,14	0,10		
Tri-5	0,22	0,18	0,00	