

Titre: Etude de facteurs influençant la stabilité de la performance de la filtration sur charbon actif biologique
Title: filtration sur charbon actif biologique

Auteur: Patrick Niquette
Author:

Date: 1996

Type: Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

Référence: Niquette, P. (1996). Etude de facteurs influençant la stabilité de la performance de la filtration sur charbon actif biologique [Ph.D. thesis, École Polytechnique de Montréal]. PolyPublie. <https://publications.polymtl.ca/8934/>
Citation:

Document en libre accès dans PolyPublie

Open Access document in PolyPublie

URL de PolyPublie: <https://publications.polymtl.ca/8934/>
PolyPublie URL:

Directeurs de recherche: Michèle Prévost, & Raymond Desjardins
Advisors:

Programme: Unspecified
Program:

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉTUDE DE FACTEURS INFLUENÇANT LA STABILITÉ DE LA PERFORMANCE
DE LA FILTRATION SUR CHARBON ACTIF BIOLOGIQUE

PATRICK NIQUETTE

DÉPARTEMENT DE GÉNIE CIVIL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

THÈSE PRÉSENTÉE EN VUE DE L'OBTENTION
DU DIPLÔME DE PHILOSOPHIA DOCTOR (Ph.D.)
(GÉNIE CIVIL)

DÉCEMBRE 1996

© Patrick Niquette, 1996.



National Library
of Canada

Acquisitions and
Bibliographic Services

395 Wellington Street
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

Bibliothèque nationale
du Canada

Acquisitions et
services bibliographiques

395, rue Wellington
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

Your file Votre référence

Our file Notre référence

The author has granted a non-exclusive licence allowing the National Library of Canada to reproduce, loan, distribute or sell copies of this thesis in microform, paper or electronic formats.

L'auteur a accordé une licence non exclusive permettant à la Bibliothèque nationale du Canada de reproduire, prêter, distribuer ou vendre des copies de cette thèse sous la forme de microfiche/film, de reproduction sur papier ou sur format électronique.

The author retains ownership of the copyright in this thesis. Neither the thesis nor substantial extracts from it may be printed or otherwise reproduced without the author's permission.

L'auteur conserve la propriété du droit d'auteur qui protège cette thèse. Ni la thèse ni des extraits substantiels de celle-ci ne doivent être imprimés ou autrement reproduits sans son autorisation.

0-612-26432-7

Canadä

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Cette thèse intitulée:

ÉTUDE DE FACTEURS INFLUENÇANT LA STABILITÉ DE LA PERFORMANCE
DE LA FILTRATION SUR CHARBON ACTIF BIOLOGIQUE

présentée par: NIQUETTE Patrick

en vue de l'obtention du diplôme de: Philosophiae Doctor

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

M. COMEAU Yves, Ph.D., président

Mme PRÉVOST Michèle, Ph.D., membre et directrice de recherche

Mme MERLET Nicole, Ph.D., membre

M. SERVAIS Pierre, Ph.D., membre

M. DESJARDINS Raymond, M. Ing., membre

DÉDICACE

J'ai fait connaissance avec la recherche alors que j'étais au baccalauréat. Elle m'a fait la vie dure. J'ai sacrifié ma vie personnelle pour elle. J'ai failli la quitter plusieurs fois. Ma maîtrise a consacré mon union avec elle. Par la suite, nous avons vécu ensemble de façon harmonieuse pendant deux ans. J'ai conçu mon projet de doctorat au printemps 1993. La période de gestation a été longue et pénible. Mes efforts ont été récompensés par la naissance de cette thèse. Cependant, je me rends compte aujourd'hui que ce projet et cette thèse sont relativement accessoires comparativement à la vie que j'avais mis de côté et que je commence à redécouvrir...

Je dédie donc cette thèse de doctorat à mon neveu, **Jesse Lee Niquette-Buxton**, né le 20 février 1996, et qui représente énormément à mes yeux.

Il représente la **VIE**.

REMERCIEMENTS

Je tiens à remercier toutes les personnes qui m'ont aidé par leur soutien dans la réalisation de ce projet de doctorat. Ma famille et mes amis sont, sans contredit, des piliers en cette matière. Je remercie aussi le Conseil de recherches en sciences naturelles et en génie (CRSNG) du Canada qui m'a directement financé par le biais d'une bourse d'études supérieures. Je suis également reconnaissant aux partenaires de la Chaire industrielle en eau potable de l'École Polytechnique de Montréal soit, le CRSNG, la ville de Montréal, la ville de Laval, John Meunier Inc., la Compagnie générale des eaux et Vallée-Lefebvre et associés, pour leur appui au groupe de recherche auquel j'appartiens.

J'exprime ma profonde gratitude à madame Michèle Prévost, titulaire de la Chaire industrielle en eau potable, qui a dirigé mes travaux de façon dynamique et constructive. Je tiens également à exprimer ma reconnaissance envers tous les membres de cette Chaire qui ont contribué, de près ou de loin, à l'accomplissement de ce projet, soit: Anne, Annie, Anne-Laure, Anouk, Arthuro, Benoît, Boniface, Carl, Carole, Catherine, Chantal, Charles, Daniel D., Daniel T., Denis, Émilie, Emmanuel, Geneviève, Hélène B., Hélène L., Howard, Jacinthe, Jacques, Jean-François, John, Josée, Julie C., Julie P., Kim, Kristina, Louis, Lina B., Lina H., Marielle, Monique, Mounia, Patrick, Robert, Rouja, Salah, Souleymane, Stéphane B., Stéphane P. et Sylviane. Je vous quitte pour faire un stage postdoctoral à Bruxelles mais, attention, je vais sûrement revenir vous hanter...

Je profite de cette occasion pour faire part de mon dévouement éternel envers Jean Rousselle, Raymond Desjardins, Michèle Prévost et Pierre Servais qui ont cru en mes capacités de chercheur et qui m'ont encouragé, par leur confiance, à le devenir.

RÉSUMÉ

La filtration sur charbon actif biologique (CAB) de l'eau à potabiliser est un procédé reconnu permettant la biodégradation de la matière organique et la nitrification de l'azote ammoniacal. Ces enlèvements en usine favorisent la réduction de la demande en chlore de l'eau produite et atténuent les phénomènes de croissance bactérienne dans les réseaux de distribution.

La stabilité de la performance des filtres au CAB est toutefois remise en question. En effet, certaines conditions d'exploitation ou de conception peuvent affecter son efficacité. Les objectifs des travaux présentés sont donc d'identifier et de caractériser certains facteurs pouvant affecter la stabilité de l'enlèvement de composés biodégradables par la filtration sur CAB lors du traitement de l'eau à potabiliser. Les principaux facteurs examinés sont: la présence de flocs dans l'affluent de filtres au sable-CAB placés en premier étage de filtration, les caractéristiques des matériaux filtrants, la composition de l'affluent traité, la température de l'eau filtrée, le lavage de filtre et l'arrêt de filtration.

La stabilité de la filtration biologique sable-CAB placée en premier étage de filtration a été étudiée avec l'aide d'un montage pilote (capacité nominale de 48 m³/d) installé à l'usine de filtration Ste-Rose, Laval. Ce montage a permis de comparer l'efficacité de deux filtres bicouches sable-CAB placés en premier étage de filtration avec celle d'un filtre au sable-anthracite et celle d'un filtre au CAB placé en deuxième étage de filtration. Les effets de l'ajout de nutriments à l'affluent des filtres au sable-CAB ont été aussi examinés avec l'aide de ce pilote. L'étude des filtres au CAB grandeur nature de l'usine de filtration Ste-

Rose a permis de vérifier leur efficacité en conditions instables (fonte printanière des glaces, lavage de filtres et arrêt de filtration).

Les principaux paramètres mesurés sont: le carbone organique dissous (COD), le carbone organique dissous biodégradable (CODB), l'azote ammoniacal, certains anions mesurés par chromatographie ionique (nitrites, nitrates, oxalate, formate, phosphates, chlorures, sulfates et autres), les aldéhydes, l'oxygène dissous, la demande en chlore, les précurseurs de sous-produits de désinfection extraits à l'hexane, les précurseurs d'acides haloacétiques, la biomasse fixée, les bactéries libres et les endotoxines.

Les résultats obtenus ont montré que la filtration sur sable-CAB placée en premier étage de filtration a une qualité d'effluent comparable à celle de l'effluent de la filtration sur CAB placée en deuxième étage. Seules les concentrations de certains composés facilement biodégradables (aldéhydes simples, oxalate) sont réduites dans un filtre au sable-anthracite. Le lavage d'un filtre au sable-CAB améliore son taux d'enlèvement de composés biodégradables tels les aldéhydes, le carbone organique dissous biodégradable, l'azote ammoniacal et les précurseurs d'acides haloacétiques.

L'accumulation de flocs et de particules dans un filtre au sable-CAB placé en premier étage réduit sa capacité de biodégradation surtout en eaux froides. Le lavage de filtre peut alors restaurer cette capacité de façon notable. Le lavage de filtre permet également d'améliorer l'efficacité des filtres au CAB pour la nitrification d'azote ammoniacal ajouté à l'affluent. La présence de flocs en fin de cycle de filtration d'un filtre au sable-CAB peut faciliter l'enlèvement de certains composés tels les précurseurs de chloroforme. Ces précurseurs plus ou moins biodégradables sont toutefois enlevés de façon proportionnelle au COD.

Des arrêts de filtration de 24 ou 36 heures n'ont pas affecté l'efficacité des filtres au CAB. Il est cependant recommandé de laver les filtres au CAB après un arrêt dont la durée est supérieure à 4 heures pour éliminer les composés indésirables formés à l'intérieur du filtre pendant son arrêt. Un arrêt de filtration suivi d'un lavage de lavage de filtre peut également être utilisé comme outil de contrôle de la population d'annélides présente dans un filtre au CAB.

L'influence des facteurs contrôlant l'enlèvement de l'azote ammoniacal dans les filtres au CAB est peu connu. Les facteurs identifiés dans la littérature et regroupés dans cette thèse sont: les caractéristiques physico-chimiques de l'eau traitée (température, pH, concentration en oxygène dissous, alcalinité, dureté); la composition de l'eau traitée (concentration en azote ammoniacal, concentration en CODB, composantes du CODB); les caractéristiques des matériaux filtrants utilisés (capacité d'adsorption maximale, propriétés d'adsorption/désorption envers la biomasse, capacité de protection de la biomasse, hauteur des matériaux filtrants utilisés, porosité du CAB utilisé); la présence de plusieurs populations bactériennes et leur densité (interactions entre la biomasse hétérotrophe et la biomasse nitrifiante, stratification des différentes communautés bactériennes); les inhibiteurs de biomasse (calcium adsorbé, métaux lourds adsorbés, présence de flocs, présence de chlore dans l'eau de lavage); les forces de cisaillement s'appliquant sur le biofilm (vitesse de l'eau filtrée, vitesse de l'eau de lavage à contre-courant).

La présente étude a permis d'identifier la condition la plus critique pouvant affecter la performance de la filtration sur CAB. Cette condition regroupe plusieurs facteurs identifiés. En effet, cette condition survient au printemps alors que l'eau traitée est très

froide (0,5 °C), que l'optimisation de la décantation est difficile à cause de la fonte des neiges qui provoque un ruissellement affectant la qualité de l'eau brute et que des filtres au sable-CAB placés en premier étage de filtration ont atteint la fin de leur cycle de filtration (avant lavage). Le lavage de filtre permet alors de rétablir l'efficacité des filtres au sable-CAB. Il est donc vital d'optimiser l'enlèvement de la matière organique par la décantation et par la filtration sur sable-CAB tout au long de son cycle de filtration surtout dans des conditions aussi critiques.

ABSTRACT

Biological activated carbon (BAC) filtration for drinking water treatment has been identified as an excellent treatment allowing the biodegradation of dissolved organic matter and ammonia. These removals promote chlorine demand reduction of the treated water and increase the biological stability of the distributed water.

BAC filtration performance may however be affected by design or operation factors. So, the objectives of this study are to identify and to evaluate the principal factors affecting the performance of BAC filtration. The principal factors evaluated were: floc and particle accumulation in first stage BAC filtration, media characteristics, influent composition, water temperature, filter backwash and filter shutdown.

A pilot plant (nominal capacity of 48 m³/d) fed with settled water from the St. Rose filtration plant (Laval) was used to evaluate the performance of first stage sand-BAC filtration. The efficiency of two first stage sand-BAC filters was compared with the efficiency of a sand-anthracite filter and the efficiency of a second stage BAC filter. Other experimentation concerning the impacts of metal adsorption on BAC were conducted by using small-scale columns. Full-scale BAC filters of the St. Rose filtration plant were also evaluated in unsteady conditions (spring runoff, filter backwash and filter shutdown).

The principal parameters measured were: dissolved organic carbon (DOC), biodegradable dissolved organic carbon (BDOC), ammonia, specific anions quantified by ionic chromatography (nitrites, nitrates, oxalate, formate, phosphates, chlorides, sulfates and others), aldehydes, dissolved oxygen, chlorine demand, precursors of hexane extractable

disinfection by-products, precursors of haloacetic acids, fixed biomass, suspended bacteria and endotoxins.

Results showed that first stage sand-BAC and second stage BAC filtration can produce an effluent with a similar quality in stable conditions. Sand-anthracite filtration was not suitable for the removal of BDOC. Only easily biodegradable compounds were removed by sand-anthracite filtration (simple aldehydes and oxalate).

Filter backwash improved the removal rate of biodegradable compounds like aldehydes, BDOC ammonia and precursors of haloacetic acids in first stage sand-BAC filtration. Floc and particle accumulation in first stage sand-BAC filters may affect their biological activity. This influence was greater in cold water. Filter backwash restored the efficiency of first stage BAC filters. However, floc and particle accumulation in first stage BAC filters can promote the removal of specific compounds like precursors of chloroform.

Filter shutdowns with a duration of 24 or 36 hours did not affect the efficiency of BAC filters. However, some nitrites, ammonia and DOC were produced in BAC filters during their shutdown. Filter backwash eliminated these counter effects. Filter shutdown followed by a filter backwash could also be used as a tool for the control of annelid population in BAC filters.

The impact of the factors controlling ammonia removal in BAC filter are not well known. All the major factors cited in the literature and listed in this thesis are: physical and chemical characteristics of the treated water (temperature, pH, alkalinity, hardness, BDOC composition, concentration of dissolved oxygen, concentration of ammonia, concentration

of BDOC); properties of the media (maximal adsorption capacity, biomass adsorption/desorption properties, available sites for biomass protection from shear stresses, filter depth, BAC porosity); types and densities of bacterial species (heterotrophic biomass, nitrifiers, biomass stratification); biomass inhibitors (calcium adsorbed on BAC, heavy metals adsorbed on BAC, floc and particle accumulation in BAC filters, chlorine in the backwash water); shear stresses on biofilm (flow rate in the filter, flow rate during backwash).

This study allowed the identification of the most critical condition encountered during BAC filtration. This specific condition is met in spring because 1) the treated water is cold thus bacterial activity is minimal; 2) spring runoff affect the quality of the raw water and the efficiency of settling. So, at the end of a filtration run, floc/particle accumulation in first stage sand-BAC during spring could affect its efficiency. Filter backwash eliminated these counter effects. It is therefore important to optimise settling and sand-BAC filtration during spring runoff.

TABLE DES MATIÈRES

DÉDICACE.....	iv
REMERCIEMENTS.....	v
RÉSUMÉ	vi
ABSTRACT	x
TABLE DES MATIÈRES.....	xiii
LISTE DES TABLEAUX.....	xx
LISTE DES FIGURES	xxiii
LISTE DES ANNEXES	xxvii
LISTE DES SIGLES ET DES ABRÉVIATIONS	xxviii
INTRODUCTION SYNTHÈSE	1
CHAPITRE I: MISE EN CONTEXTE.....	5
1.1 Introduction.....	5
1.2 Fonction principale de la filtration sur CAB	5
1.3 Récapitulation des études effectuées sur la filtration biologique à l'usine de production d'eau potable Ste-Rose.....	6
1.3.1 Étude de filtres au CAB industriels (volet 1).....	7
1.3.2 Étude de filtres au CAB monocouche en usine pilote (volet 2).....	7
1.3.3 Étude sur la filtration biologique monocouche et multicouche en usine pilote (volet 3).....	8

1.4 Conditions affectant la stabilité de la filtration sur CAB.....	10
1.4.1 Facteurs affectant la stabilité de l'efficacité de la filtration biologique placée en premier étage de filtration.....	11
1.4.1.1 Influence des matériaux filtrants.....	11
1.4.1.2 Influence du lavage de filtre.....	14
1.4.1.3 Influence de la qualité de l'affluent.....	16
1.4.1.4 Influence de la température de l'eau traitée	18
1.4.2 Influence du changement brusque des conditions hydrauliques d'alimentation de filtres au CAB.....	19
1.4.2.1 Conséquences de l'arrêt de filtres au CAB	19
1.4.2.2 Influence de l'augmentation subite de la vitesse de filtration.....	20
1.5 Paramètres de qualité retenus pour cette étude.....	21
1.5.1 Enlèvement de sous-produits d'ozonation par la filtration biologique	21
1.5.2 Enlèvement de précurseurs de sous-produits de chloration par la filtration biologique	23
1.6 Conclusion.....	26

CHAPITRE II: INFLUENCE DE FACTEURS CONTRÔLANT	
L'ENLÈVEMENT DE LA MATIÈRE ORGANIQUE BIODÉGRADABLE ET	
DE L'AZOTE AMMONIACAL DANS LES FILTRES BIOLOGIQUES....	27
2.1 Abstract	27
2.2 Introduction.....	28
2.2.1 Utility of sand-BAC filtration.....	28
2.2.2 Design considerations.....	29
2.2.3 Operational considerations	30
2.2.4 Efficiency evaluation.....	31
2.3 Study objectives.....	32
2.4 Material and methods.....	33
2.4.1 Pilot Plant	33
2.4.2 Analytical Monitoring.....	35
2.5 Results	36
2.6 Discussion	41
2.6.1 Implications of results on filter design.....	41
2.6.2 Backwash influence.....	43
2.7 Conclusion.....	46
2.8 Acknowledgements.....	47

CHAPITRE III: INFLUENCE DE FACTEURS CONTRÔLANT L'ENLÈVEMENT DE LA DEMANDE EN CHLORE ET DE PRÉCURSEURS DE SOUS-PRODUITS DE CHLORATION DANS LES FILTRES BIOLOGIQUES	58
3.1 Résumé.....	58
3.1.1 Mots clés	59
3.2 Extended abstract	60
3.2.1 Key words	62
3.3 Introduction.....	62
3.3.1 Efficacité de la coagulation-flocculation et de la décantation sur l'enlèvement des précurseurs de sous-produits de chloration.....	63
3.3.2 Efficacité de l'ozonation et de la filtration biologique sur les précurseurs de sous-produits de chloration.....	64
3.3.3 Influence de la filtration sur CAB sur certains composés inorganiques influençant la formation de sous-produits de chloration	66
3.3.4 Objectifs de l'étude.....	67
3.4 Matériel et Méthodes.....	68
3.4.1 Montage pilote	68
3.4.2 Méthodes Analytiques	69
3.5 Résultats	72
3.5.1 Carbone organique dissous	72
3.5.2 Demande en chlore	72
3.5.3 Précurseurs de trihalométhanes.....	74
3.5.4 Précurseurs de chloropicrine.....	75
3.5.5 Précurseurs d'halocétones.....	76

3.5.6 Précurseurs d'acides haloacétiques.....	77
3.5.7 Azote ammoniacal	78
3.6 Discussion	78
3.6.1 Influence de la capacité de biodégradation.....	78
3.6.2 Influence du lavage de filtre.....	80
3.6.3 Influence du matériau filtrant.....	81
3.6.4 Influence du nombre d'étages de filtration	83
3.7 Conclusion.....	84
3.8 Remerciements	85

CHAPITRE IV: IMPACTS DE L'ARRÊT DE FILTRES AU CHARBON ACTIF BIOLOGIQUE.....	99
4.1 Abstract	99
4.2 Introduction.....	100
4.3 Material and methods.....	101
4.3.1 BAC filters examined	101
4.3.2 Monitoring	101
4.4 Results	103
4.4.1 Impacts on water quality.....	103
4.4.1.1 Water quality in BAC filters during shutdown.....	103
4.4.1.2 Water quality of filter effluent following shutdown.....	104
4.4.2 Impacts on fixed and suspended bacterial biomass.....	105
4.5 Discussion	106
4.5.1 Water quality in stagnant BAC filter	106
4.5.1.1 Nitrogen transformations.....	107
4.5.1.2 Organic carbon transformations	109
4.5.2 Filtered water quality.....	109
4.6 Conclusion.....	111
4.7 Acknowledgements.....	112

CHAPITRE V : IDENTIFICATION DES FACTEURS POUVANT INFLUENCER LA STABILITÉ DE LA NITRIFICATION DANS LES FILTRES AU CAB	124
5.1 Problématique	124
5.2 Microbiologie de la nitrification	126
5.3 Matériel et méthodes utilisés pour l'obtention de résultats expérimentaux	128
5.3.1 Filtres au CAB étudiés	129
5.3.2 Méthodes analytiques utilisées	131
5.4 Facteurs influençant la nitrification dans les filtres au CAB	131
5.4.1 Action des forces de cisaillement et de la température	132
5.4.2 Influence des variations de charge de nutriments	133
5.4.3 Influence des substances inorganiques	135
5.4.4 Compétition entre les bactéries hétérotrophes aérobies et les bactéries nitrifiantes	136
5.5 Conclusions	137
DISCUSSION GÉNÉRALE	147
CONCLUSION GÉNÉRALE	150
RÉFÉRENCES	152
ANNEXES	165

LISTE DES TABLEAUX

Table 2.1 Pilot plant operating conditions	48
Table 2.2 Characteristics of filtering media.....	48
Table 2.3 Liquid sampling parameters	48
Table 2.4 Precision and detection limits for each parameter measured.....	49

Tableau 3.1 Paramètres de configuration et d'exploitation des filtres pilotes	
Design and operational parameters of the pilot filters.....	86
Tableau 3.2 Caractéristiques des matériaux filtrants	
Properties of filter media.....	86
Tableau 3.3 Informations recueillies lors des échantillonnages	
Sampling information	86
Tableau 3.4 Sous-produits de chloration analysés	
Chlorination by-products measured	87

Table 4.1 Experimental conditions	112
---	-----

LISTE DES FIGURES

Figure 2.1 St. Rose Pilot Plant Schematic.....	50
Figure 2.2 Ozonation by-products production and removal (Total ozone dose applied: 1,30 mg/L)	50
Figure 2.3 DOC and BDOC profiles in various filters	51
Figure 2.4 Comparison of ammonia and nitrate profiles in first stage sand-anthracite filter and sand-BAC filters.....	52
Figure 2.5 Simple aldehyde profiles in first and second stage filters.....	53
Figure 2.6 Dialdehyde profiles in first and second stage filters.....	54
Figure 2.7 Effluent aldehyde concentrations in dual media filters (Sampling #3; T = 11,5 °C).....	55
Figure 2.8 Oxalate profiles in first stage dual media filters.....	56
Figure 2.9 Fixed biomass variations with contact time (BAC and anthracite).....	57

Figure 3.1 Schéma du montage pilote

Flow chart of the treatment facilities 88

Figure 3.3 Profils de la demande en chlore à court terme (4 h) dans les filtres

Profiles of short term chlorine demand (4 h) in the filters 90

Figure 3.4 Profils de la demande en chlore à moyen terme (24 h) dans les filtres

Profiles of mid term chlorine demand (24 h) in the filters 91

Figure 3.5 Profils de la demande en chlore à long terme (168 h) dans les filtres

Profiles of long term chlorine demand (168 h) in the filters 92

Figure 3.6 Profils des précurseurs de chloroforme dans les filtres

Profiles of chloroform precursors in the filters 93

Figure 3.7 Profils des précurseurs de chloropicrine dans les filtres

Profiles of chloropicrin precursors in the filters 94

Figure 3.8 Profils des précurseurs de trichloropropanone dans les filtres

Profiles of trichloropropanone precursors in the filters 95

Figure 3.9 Profils des précurseurs d'acide dichloroacétique dans les filtres

Profiles of dichloroacetic acid precursors in the filters 96

Figure 3.10 Profils des précurseurs d'acide trichloroacétique dans les filtres

Profiles of trichloroacetic acid precursors in the filters 97

Figure 3.11 Profils d'azote ammoniacal dans les filtres

Profiles of ammonia in the filters 98

Figure 4.1 Flow schematic of the St.Rose water treatment plant	113
Figure 4.2 DOC concentrations in BAC filters during their shutdown.....	114
Figure 4.3 Ammonia concentrations in BAC filters during their shutdown	115
Figure 4.4 Bromide concentrations in BAC filters during their shutdown	116
Figure 4.5a Evolution of stagnant water quality in a BAC filter as a function of shutdown duration	117
Figure 4.5b Evolution of stagnant water quality in a BAC filter as a function of shutdown duration.....	118
Figure 4.6 Evolution of profiles of DOC concentrations in BAC filters during filtration following a filter shutdown	119
Figure 4.7 Evolution of profiles of ammonia concentrations in BAC filters during filtration following a filter shutdown	120
Figure 4.8 Variations of fixed biomass densities in BAC filters during their shutdown.	121
Figure 4.9 Suspended bacteria concentrations in BAC filters during and after their shutdown.....	122
Figure 4.10 Schematic of the biogeochemical cycling of nitrogen (adapted from Atlas and Bartha, 1993).....	123

Figure 5.1 Nitrification dans le réseau de distribution de l'usine Ste-Rose alimenté par de l'eau désinfectée au bioxyde de chlore;	
petites conduites de 15 cm de diamètre;	
conduites principales de > 20 cm de diamètre.....	139
Figure 5.2 Schéma d'écoulement de l'usine Ste-Rose	140
Figure 5.3 Schéma du montage pilote.....	141
Figure 5.4 Suivi de l'effluent de filtres CAB de l'usine de filtration Ste-Rose (du 95.03.22 au 95.04.20).....	142
Figure 5.5 Suivi du début de l'ajout d'azote ammoniacal à l'affluent du filtre sable-CAB #2.....	143
Figure 5.6 Profils dans les filtres sable-CAB deux semaines après l'ajout d'azote ammoniacal à l'affluent du filtre sable-CAB #2.....	144
Figure 5.7 Influence de métaux adsorbés au CAB sur la nitrification.....	145
Figure 5.8 Effets du matériau filtrant, de la température et du lavage de filtre sur l'efficacité de la nitrification dans des filtres en premier étage	146

LISTE DES ANNEXES

ANNEXE 1: EXPLOITATION DES FILTRES BICOUCHES AU SABLE ET CHARBON ACTIF BIOLOGIQUE	165
ANNEXE 2: EVALUATING THE PERFORMANCE OF CONTINUOUS FLOW BIOFILM REACTORS FOR THE RAPID DETERMINATION OF BIODEGRADABLE DISSOLVED ORGANIC CARBON IN DRINKING WATER.....	209
ANNEXE 3: EFFECT OF FLOCS AND ADSORBED METALS ON BIOLOGICAL ACTIVATED CARBON FILTRATION OF DRINKING WATER.....	221
ANNEXE 4: BIODEGRADABLE ORGANIC MATTER REMOVAL IN BIOLOGICAL FILTERS OPERATING AT EXTREME CONDITIONS: VALIDATION OF THE CHABROL MODEL	252
ANNEXE 5: RÉSULTATS BRUTS DES ESSAIS EFFECTUÉS AVEC LES FILTRES PILOTES DE L'USINE STE-ROSE	276

LISTE DES SIGLES ET DES ABRÉVIATIONS

ASCE:	American Society of Civil Engineers
AWWA:	American Water Works Association
BAC:	Biological activated carbon
CAB:	Charbon actif biologique
COA:	Carbone organique assimilable
COD:	Carbone organique dissous
CODB:	Carbone organique dissous biodégradable
COR:	Carbone organique réfractaire
COT:	Carbone organique total
EBCT:	Empty bed contact time
pAHA:	Précurseurs d'acides haloacétiques
HAAp:	Haloacetic acid precursors
pTHM:	Précurseurs de trihalométhanes
pTOX:	Précurseurs de composés organiques halogénés
SA:	Sable-anthracite
sable-CAB:	Sable-charbon actif biologique
sand-BAC:	Sand-biological activated carbon
TCFV:	Temps de contact en fût vide
THMp:	Trihalomethane precursors

INTRODUCTION SYNTHÈSE

L'objectif primordial de cette thèse est d'identifier et de caractériser les principaux facteurs pouvant influencer la stabilité de l'efficacité de la filtration biologique à court et à moyen terme. Le chapitre I permet une mise en contexte de l'étude. Il regroupe également l'information disponible dans la littérature concernant les facteurs pouvant affecter la stabilité de la filtration sur charbon actif biologique (CAB). Les chapitres II à IV, présentés sous forme d'articles scientifiques, permettent l'identification de facteurs supplémentaires et font ressortir les effets des facteurs considérés comme dominants. Les principaux facteurs étudiés dans ces deux chapitres sont: le lavage de filtre, la position du filtre dans la filière de traitement (premier étage de filtration versus deuxième étage de filtration), le matériau filtrant utilisé, la température et la nature de l'eau traitée.

Les chapitres II et III se différencient par les paramètres étudiés. Ainsi, comme le chapitre I le souligne, la filtration sur CAB est un procédé efficace pour l'enlèvement de la matière organique biodégradable. Cette efficacité est reconnue au niveau de l'enlèvement des sous-produits d'ozonation et de précurseurs de sous-produits de chloration. Ces deux classes de composés sont donc utilisés respectivement comme indicateurs de rendement dans les chapitres II et III sous différentes conditions d'exploitation. L'utilisation d'articles scientifiques concis comme véhicules d'information implique la mise de côté de résultats également représentatifs. L'annexe 5 regroupe la majorité des résultats expérimentaux obtenus pendant les différentes campagnes d'échantillonnages effectuées dans le cadre des études relatées dans les chapitres II et III.

L'efficacité de la filtration sur CAB pour l'enlèvement de matière organique biodégradable a été également évaluée avec l'aide de petits bioréacteurs utilisés pour la mesure rapide du carbone organique dissous biodégradable. Cette évaluation est relatée sous forme d'article scientifique à l'annexe 2. L'efficacité de ces bioréacteurs est étudiée en fonction de la température et de la qualité de l'eau traitée.

L'article scientifique montré à l'annexe 4 décrit les efforts de modélisation qui ont été réalisés afin d'expliquer les mécanismes pouvant influencer la biodégradation ou la formation de composés spécifiques dans les filtres au CAB. Le modèle Chabrol a été utilisé (Billen *et al.*, 1992) à cette fin. Plusieurs résultats modélisés sont tirés de l'annexe 5 et du chapitre II.

La performance hydraulique des filtres biologiques étudiés est examinée à l'annexe 1. Cette annexe présente un article scientifique qui met en évidence les effets de: 1) la variation de la durée des cycles de filtration; 2) la hauteur de submersion au dessus des milieux filtrants; 3) le mélange des matériaux filtrants. Les principaux paramètres mesurés sont les pertes de charge, la turbidité, le degré d'expansion des matériaux filtrants pendant les lavages de filtre et le degré de mélange des matériaux filtrants.

L'impact de métaux adsorbés sur le CAB utilisé comme milieu filtrant est montré dans l'annexe 3 sous forme d'article scientifique. Les impacts sur la performance de la filtration biologique de la présence de flocs métalliques (flocs d'alun), de métaux lourds adsorbés sur le CAB, de calcium adsorbé sur le CAB et d'un mélange de fer et d'aluminium adsorbés sur le CAB sont examinés.

La filtration sur CAB est un procédé permettant la nitrification de l'azote ammoniacal. Cette capacité de nitrification est toutefois peu documentée et les facteurs l'affectant n'ont pas été clairement identifiés. La revue de littérature fait ressortir les facteurs déjà connus et leur influence sur cette capacité de nitrification. Les chapitres II et III montrent les effets des facteurs étudiés sur l'enlèvement de l'azote ammoniacal. Cependant, les bactéries nitrifiantes n'ont pas les mêmes conditions de croissance que les bactéries hétérotrophes effectuant la biodégradation aérobie de la matière organique dissoute. Le chapitre V discute de ces différences et il est consacré à l'identification des principaux facteurs pouvant influencer la nitrification.

La majeure partie de cette thèse s'adresse à l'étude des rendements de bactéries hétérotrophes aérobies et de bactéries nitrifiantes dans les filtres au CAB. Ces deux types de bactéries sont dominantes dans les filtres au CAB car cette filtration est généralement précédée d'une étape d'ozonation saturant l'affluent des filtres en oxygène. Cependant, certaines conditions d'exploitation peuvent favoriser la diminution des niveaux d'oxygène dissous présents dans un filtre au CAB, comme les arrêts de filtration. Ces conditions sont favorables à l'émergence de bactéries anaérobies et anaérobies facultatives déjà présentes dans certaines zones profondes du biofilm où l'oxygène se diffuse difficilement. Ainsi, le chapitre IV examine les impacts d'un arrêt de filtration sur la performance de la filtration sur CAB.

D'autres types de bactéries autotrophes peuvent être présentes dans un filtre au CAB. En effet, même si ce type de filtre n'est pas utilisé pour fin de déferrisation ou de démanganisation biologique, la présence de certaines bactéries associées à ces phénomènes peuvent influencer la performance de la filtration sur CAB. En effet, certaines observations

microscopiques faites pendant cette étude et pendant les études précédentes effectuées sur les filtres au CAB de l'usine de filtration Ste-Rose ont révélé la présence abondante de bactéries hétérotrophes filamenteuses étant associées à la déferrisation biologique. L'étude de la présence des bactéries filamenteuses et des bactéries autotrophes peut aider la compréhension des phénomènes bactériologiques impliqués lors de la filtration sur CAB.

En résumé, cette thèse présente sous forme d'articles scientifiques les résultats de l'évaluation des impacts des principaux facteurs d'instabilité sur la performance des filtres au CAB pour l'abattement des paramètres d'intérêt.

CHAPITRE I: MISE EN CONTEXTE

1.1 Introduction

Ce chapitre regroupe les connaissances actuelles concernant les principaux facteurs pouvant influencer l'efficacité de la filtration sur CAB. Elle contient également un résumé des études effectuées sur la filtration sur CAB à l'usine de filtration Ste-Rose, Laval. Ce résumé fait le point sur les connaissances acquises au niveau Québécois et, par le fait même, il introduit la présente étude dans un contexte de continuité.

1.2 Fonction principale de la filtration sur CAB

Les filtres au charbon actif ont d'abord été utilisés afin d'adsorber la matière organique naturelle ou certains composés spécifiques contenus dans l'eau à potabiliser. En plus des composés organiques et inorganiques retenus, des bactéries sont fixées au charbon actif. La capacité d'adsorption du charbon actif utilisé est rapidement saturée mais les bactéries fixées au charbon actif continuent à consommer la matière organique biodégradable présente dans l'eau filtrée. Ces filtres au charbon actif deviennent donc des filtres au charbon actif biologique.

La principale utilité de la filtration sur CAB est évidemment l'enlèvement de composés organiques biodégradables (Servais *et al.*, 1989; Bonnet *et al.*, 1991; Prévost *et al.*, 1991; Merlet *et al.*, 1992) ou, pour utiliser un terme plus technique, de carbone organique dissous biodégradable (CODB) qui constitue la portion de matière organique biodégradable par les bactéries hétérotrophes aérobies. Ce type de traitement est donc

approprié pour éliminer les sous-produits biodégradables engendrés par l'ozonation utilisée comme moyen de désinfection (Bablon *et al.*, 1991). L'utilisation de la filtration sur sable-CAB en premier étage de filtration a comme avantage de réduire les coûts d'exploitation et de permettre des économies au niveau des coûts d'infrastructure particulièrement lors de la réfection d'usines existantes (Bablon *et al.*, 1988; Prévost *et al.*, 1992b).

L'utilisation de la filtration sur CAB pour l'enlèvement de CODB à l'usine de production d'eau potable a comme principal avantage de réduire le potentiel de croissance microbienne dans les réseaux de distribution (Prévost *et al.*, 1996; Servais *et al.*, 1992b; Servais *et al.*, 1995; Volk *et al.*, 1992; Volk *et al.*, 1996). De plus, la filtration sur CAB favorise également la biodégradation de composés organiques réactifs avec le chlore utilisé fréquemment comme désinfectant avant la distribution de l'eau potable. Ainsi, la filtration sur CAB permet de réduire la demande en chlore de l'eau traitée, de stabiliser le résiduel de chlore dans le réseau de distribution et de limiter la formation de sous-produits de désinfection lors de la chloration (Bablon *et al.*, 1991; Prévost *et al.*, 1992a; Shukairy et Summers, 1992).

1.3 Récapitulation des études effectuées sur la filtration biologique à l'usine de production d'eau potable Ste-Rose

Les études effectuées sur la filtration biologique à l'usine de potable Ste-Rose ont été réalisées en trois volets distincts. Le premier de ces volets a porté sur l'étude des filtres au CAB industriels de l'usine tandis que le deuxième volet et le troisième volet concernaient des filtres biologiques en usine pilote.

1.3.1 Étude de filtres au CAB industriels (volet 1)

Cette première étude (volet 1) a permis de suivre la performance des filtres au CAB industriels de l'usine de production d'eau potable Ste-Rose et qui sont placés en deuxième étage de filtration (Prévost, 1990). Deux types de charbon actif biologique ont été évalués: le charbon actif de type Calgon F400 et le charbon actif de type Hydrodarco. Cette étude a permis d'identifier et de développer des paramètres de contrôle de la filtration sur CAB. Comme Servais *et al.* (1991) l'avait déjà constaté, le temps de contact en fût vide (TCFV) de l'eau dans un filtre au CAB s'est révélé comme étant le paramètre clé pour la prédiction de l'enlèvement des substances organiques dissoutes et de l'azote ammoniacal. Le temps de contact en fût vide représente le temps théorique que prendrait une goutte d'eau pour traverser le filtre si celui-ci était vide et si l'écoulement était en piston. Cette étude a montré que la filtration sur CAB en deuxième étage de filtration est très efficace pour enlever le carbone organique assimilable (COA) en eaux chaudes et en eaux tièdes. Elle a également montré que la filtration sur CAB permet de stabiliser la demande en chlore d'une eau quelle que soient les variations saisonnières et qu'elle permet ainsi de diminuer la formation de sous-produits organochlorés indésirables à l'étape de désinfection finale au chlore. Les échantillonnages de ces filtres ont eu lieu en fin de cycle de filtration alors que leurs conditions d'alimentation étaient stables.

1.3.2 Étude de filtres au CAB monocouche en usine pilote (volet 2)

Le deuxième volet de l'étude sur la filtration biologique portait sur l'étude de l'enlèvement de la matière organique dissoute dans des filtres au CAB pilotes (Prévost, 1991). Ces

filtres au CAB étaient placés en deuxième étage de filtration. Les vitesses de filtration et le type de charbon variaient d'un filtre biologique à l'autre. Ce deuxième volet a montré les résultats suivants: en eaux froides, l'abattement du CODB dans l'eau filtrée s'effectuait progressivement à travers les filtres au CAB et plus de 10 minutes de temps de contact (TCFV) étaient nécessaires pour atteindre un abattement dépassant les 75 %; en eaux tièdes, un enlèvement du COA presque complet était observé en surface des filtres au CAB (TCFV de 5 min.); la filtration sur CAB réduisait de 70 % la demande en chlore à court terme de l'eau filtrée; l'ozonation jumelée au CAB enlevait de 38 à 51 % des précurseurs de trihalométhanes (pTHM) présents dans les eaux tièdes et de 20 à 36 % des pTHM présents dans les eaux froides; en toutes saisons et pour un TCFV équivalent, un filtre au CAB ayant une vitesse de filtration de 15 m/h était aussi efficace pour l'enlèvement du CODB, de la demande en chlore et des pTHM qu'un filtre au CAB ayant une vitesse de filtration de 10 m/h; en eaux froides, un filtre au CAB avec charbon actif macroporeux était plus efficace qu'un filtre au CAB avec charbon actif microporeux pour l'enlèvement du CODB, de la demande en chlore et de l'azote ammoniacal. Les échantillonnages de ces filtres avaient lieu en fin de cycle de filtration alors que leurs conditions d'alimentation étaient stables.

1.3.3 Étude sur la filtration biologique monocouche et multicouche en usine pilote (volet 3)

Le troisième volet portait sur l'étude de la filtration biologique monocouche et multicouche (Prévost, 1992). Des filtres au sable-CAB, un filtre au CAB monocouche, un filtre SA et des filtres à sable lents ont été étudiés. Les résultats de cette étude ont montré que: l'enlèvement de la demande en chlore à court terme s'effectuait de façon comparable dans

des filtres au CAB placés en premier et en deuxième étage de filtration; la filtration biologique (filtration sur sable-CAB, filtration sur CAB et filtration lente sur sable) précédée d'une étape d'ozonation abaissait le carbone organique total (COT) et le carbone organique dissous (COD) de 9 à 25%; l'abattement de CODB par la filtration sur CAB en premier et en deuxième étage de filtration variait de 21 à 61 % selon l'échantillonnage considéré; un abattement important de l'azote ammoniacal (> 65%) était observé dans les filtres au sable-CAB; la filtration sur CAB en deuxième étage de filtration sur charbon actif macroporeux permettait la nitrification complète de l'azote ammoniacal. Les échantillonnages de ces filtres étaient également effectués en fin de cycle de filtration.

En résumé, toutes ces études (volets 1, 2 et 3) ont montré que la filtration sur CAB était un traitement performant pour augmenter la stabilité biologique et la stabilité chimique de l'eau à potabiliser. De plus, l'étude portant sur la filtration sur sable-CAB placée en premier étage de filtration (volet 3) a montré que ce traitement pouvait être aussi performant que la filtration sur CAB placée en deuxième étage de filtration. Cependant, toutes ces conclusions sont fondées sur des données prélevées en fin de cycle de filtration (avant le lavage de filtre) dans les conditions les plus stables possibles.

Les variations d'efficacité de la filtration biologique causées par un lavage de filtre ou par des conditions variables d'alimentation des filtres n'ont pas été évaluées. C'est pourquoi cette étude porte sur la stabilité de l'efficacité de la filtration sur CAB placée en premier étage de filtration ou en deuxième étage afin de compléter ces travaux et d'améliorer la compréhension des phénomènes pouvant affecter cette stabilité.

1.4 Conditions affectant la stabilité de la filtration sur CAB

Les filtres au CAB sont habituellement utilisés afin de favoriser principalement la biodégradation de la matière organique dissoute. En effet, la filtration sur CAB est habituellement précédée d'une autre étape de filtration retenant les flocs et les particules. Par exemple, la filière de traitement de l'usine de production d'eau potable Ste-Rose possède les étapes de traitement suivantes: un dégrillage mécanique, une coagulation/flocculation, une décantation dynamique, une filtration sur sable et anthracite, une ozonation, une filtration sur CAB, une fluoruration, une désinfection au bioxyde de chlore et une étape de correction du pH de l'eau. Le lavage des filtres au CAB placée en deuxième étage de filtration est peu fréquent, les pertes de charges s'y développant lentement.

L'utilisation de filtres au sable-CAB en premier étage de filtration est une solution économiquement avantageuse pour améliorer la qualité de l'eau produite par certaines usines de production d'eau potable. En effet, des filtres au sable ou au sable-anthracite (SA) présents dans certaines usines existantes peuvent être remplacés par des filtres au sable-CAB qui permettent l'enlèvement simultané de la matière organique dissoute, de l'azote ammoniacal, des flocs et des particules. Cependant, les filtres au sable-CAB placés en premier étage de filtration reçoivent un affluent plus chargé en flocs et en particules que les filtres au CAB placés en deuxième étage. C'est pourquoi les filtres au sable-CAB doivent être lavés plus fréquemment. La qualité de leur effluent est également plus variable que celle de l'effluent des filtres au CAB placés en deuxième étage.

Cette étude s'attardera particulièrement sur la stabilité des rendements de la filtration sur sable-CAB en premier étage de filtration puisque cette configuration de filtration est vouée à être appliquée dans l'industrie du traitement de l'eau potable.

Les filtres au CAB sont de véritables réacteurs biologiques. À ce titre, tout changement au niveau de leur conditions d'alimentation peut provoquer une baisse de leur rendement. Deux principaux types de changements peuvent se produire: 1) une variation brusque des conditions hydrauliques d'alimentation du filtre comme un arrêt de filtration ou un changement de la charge superficielle appliquée; 2) une fluctuation importante des concentrations de matières organiques ou d'azote ammoniacal à l'affluent. *Il est important d'établir en quelle mesure une variation brusque des conditions d'alimentation de filtres au CAB peut détériorer leur efficacité.*

1.4.1 Facteurs affectant la stabilité de l'efficacité de la filtration biologique placée en premier étage de filtration

Cette section est consacrée à l'identification des facteurs qui influencent l'efficacité de la filtration sur sable-CAB placée en premier étage de filtration. Ces facteurs sont directement reliés aux caractéristiques d'un filtre biologique. En effet, les matériaux filtrants utilisés, les paramètres d'exploitation (plus particulièrement les lavages de filtres), la qualité de l'affluent et la température de l'affluent peuvent influencer la qualité de l'effluent produit par un filtre biologique.

1.4.1.1 Influence des matériaux filtrants

Le choix du matériau filtrant dans un filtre biologique placé en premier étage de filtration doit répondre à deux types de contraintes: 1) des critères de filtrabilité (granulométrie adéquate permettant une lente évolution des pertes de charge, résistance aux charges hydrauliques, etc.); 2) des critères d'optimisation de la biomasse fixée (une porosité élevée permettant la protection de la biomasse contre les stress hydrauliques, une faible densité permettant un enlèvement efficace des particules pendant le lavage en limitant les forces de cisaillement). De plus, les divers matériaux filtrants biologiques utilisés doivent être comparés sur des bases semblables. Ainsi, le paramètre clé permettant de caractériser l'efficacité de filtres biologiques est le temps de contact en fût vide (Servais *et al.*, 1991; Prévost *et al.*, 1992b) qui permet d'estimer le temps de séjour de l'eau dans ces filtres et de calculer les taux de consommation des composés biodégradables par la biomasse fixée au milieu filtrant.

Il est donc important de comparer l'efficacité hydraulique de matériaux différents placés dans les mêmes conditions (voir Annexe 1). Il est également important de vérifier si des filtres biologiques placés en premier étage de filtration peuvent avoir une efficacité semblable mêmes si la capacité de support de biomasse de leur milieu filtrant est différente.

Il est intéressant de comparer l'efficacité d'un filtre au sable-CAB avec celle d'un filtre au sable-anthracite. En effet, l'utilisation de l'anthracite comme milieu filtrant permet d'atteindre des vitesses de filtration de l'ordre de 10 m/h tout en maintenant une faible turbidité à l'effluent du filtre (Desjardins, 1988). Cependant, Bablon *et al.*, (1987) ont montré qu'un filtre au sable-CAB peut remplacer avantageusement un filtre au sable ou un filtre SA ayant la même épaisseur de matériaux filtrants au niveau de la qualité de l'eau produite et des pertes de charge développées. De plus, LeChevallier *et al.* (1992) ont

remarqué que l'activité biologique à l'effluent de filtres au sable-CAB était 5 fois plus élevé que celle de l'effluent d'un filtre gravier-sable-anthracite (GSA) que la densité biomasse fixée mesurée sur le milieu filtrant du filtre au sable-CAB était 37 fois plus élevée que celle mesurée sur le milieu filtrant du filtre GSA. Dans le même sens, Krasner *et al.* (1993) ont remarqué que des filtres au sable-CAB ont développé une activité biologique plus rapidement que des filtres SA.

Il est démontré que le choix du matériau filtrant influence le rendement optimal d'un filtre biologique. Toutefois, ces comparaisons ont été de nouveau effectuées sur base de résultats ponctuels. La stabilité des performances durant un cycle de filtration n'a pas été étudiée. La présente étude vérifie si le choix du matériau filtrant a un impact prépondérant sur la stabilité de la performance de la filtration biologique placée en premier étage de filtration.

La principale caractéristique qui différencie un filtre au sable-CAB d'un filtre au CAB est évidemment la couche de sable. La principale utilité de la couche de sable d'un filtre bicouche placé en premier étage de filtration est d'empêcher une percée de la turbidité en fin de cycle de filtration. De plus, la couche inférieure de sable d'un filtre au sable-CAB peut servir de support bactérien et elle peut retenir les fines particules de charbon actif ainsi que les micro-organismes présents dans le CAB. En effet, il est nécessaire de retenir les particules de charbons car les bactéries qui y sont attachées sont très résistantes au chlore et aux chloramines (Stewart *et al.*, 1990).

Peu de travaux ont été consacrés à l'étude de la capacité de biodégradation des micro-organismes retenus sur ou dans une couche de sable sous-jacente à un filtre au sable-CAB

ou à un filtre au sable-anthracite. Il est donc intéressant d'étudier l'effet du passage de l'eau traitée dans cette couche de sable.

1.4.1.2 Influence du lavage de filtre

Les filtres au sable-CAB placés en premier étage de filtration reçoivent un affluent plus chargé en flocs et en particules que les filtres au CAB placés en deuxième étage. Les filtres au sable-CAB doivent donc être lavés plus fréquemment que les filtres au CAB placés en deuxième étage. Servais *et al.* (1992a) ont remarqué que le lavage à contre-courant d'un filtre au CAB placé en deuxième étage de filtration et garni de charbon actif macroporeux n'affectait pas significativement les densités de biomasse fixée mesurées par potentiel de respiration de ^{14}C -glucose, car l'activité bactérienne était réduite de 5 % au maximum. Cependant, Prévost *et al.* (1990) ont noté qu'un lavage à l'eau chlorée affectait l'efficacité d'un filtre au CAB garni de charbon actif microporeux au niveau de l'enlèvement de COA pour une période de 48 h en eaux froides pour un cycle de filtration de 168 heures. De plus, Miltner *et al.* (1992b) ont noté que le lavage à l'eau chlorée de filtres SA placés premier étage de filtration réduisait la densité de biomasse fixée (24 %) mesurée par son contenu total en phospholipides. Il faut toutefois noter que les matériaux filtrants étudiés lors de ces deux dernières études ne sont pas des matériaux spécialement développés pour maximiser l'attachement bactérien comme, par exemple, un charbon actif macroporeux.

Le lavage fréquent d'un filtre au sable-CAB placé en premier étage de filtration peut provoquer des pertes de biomasse bactérienne qui cumulativement finissent par diminuer significativement la densité de biomasse. Ce serait le cas si le taux de croissance de la biomasse est insuffisant pour se renouveler la biomasse entre deux lavages. Ce

phénomène serait particulièrement marqué lorsque les matériaux utilisés n'ont pas une capacité de support bactérien élevé. *On peut alors supposer que la densité de biomasse fixée au charbon d'un filtre au sable-CAB à l'équilibre serait alors inférieure à celle d'un filtre au CAB placé en deuxième étage de filtration. Afin d'examiner de façon réaliste l'effet de ces lavages fréquents, il est nécessaire de laver les filtres étudiés avec un débit d'eau de lavage de façon à obtenir une expansion de 40 % du milieu filtrant tel que préconisé par Bablon et al. (1988) ainsi que ASCE et AWWA (1990).*

Reckhow et al. (1992) ont noté qu'un filtre au sable-CAB lavé à l'eau chloré était moins performant qu'un filtre au sable-CAB lavé à l'eau non chlorée pour l'enlèvement du COD, du COA et du glyoxal. Cependant, il est fort possible que seul l'effet du lavage ait une influence. Par exemple, les stress hydrauliques affectent davantage les populations de bactéries nitrifiantes que celles des bactéries hétérotrophes car les bactéries nitrifiantes ont un plus faible taux de croissance (Bouwer et Crowe, 1988). Un filtre au sable-CAB peut donc avoir une capacité de nitrification réduite après un lavage à l'eau non chlorée et il est possible que cette capacité se rétablisse au cours d'un cycle de filtration. D'un autre côté, le lavage d'un filtre placé en premier étage de filtration enlève les particules et les flocs retenus dans le filtre. Il est alors possible que l'enlèvement du floc présent sur les grains de CAB lors du lavage de filtre au sable-CAB facilite la diffusion des composés biodégradables vers la biomasse fixée.

Les lavages de filtres peuvent donc avoir un effet important sur la stabilité de l'efficacité d'un filtre au sable-CAB. Il est donc intéressant d'étudier l'impact d'un lavage de filtre bicouche à l'eau non chlorée pour n'avoir que l'effet direct du lavage.

1.4.1.3 Influence de la qualité de l'affluent

La qualité de l'affluent des filtres au CAB placés en premier étage de filtration est plus variable que celle des filtres au CAB placés en deuxième étage. En effet, l'affluent des filtres au sable-CAB n'a pas subi de préfiltration sur filtre SA et, par conséquent, sa qualité reflète les fluctuations de la qualité de l'eau décantée. Au Québec, la qualité des eaux brutes provenant d'eaux de surface fluctue constamment en raison principalement des changements de saison. En effet, la fonte printanière des neiges et les variations de la température de l'eau affectent considérablement les concentrations de matières organiques et d'azote ammoniacal contenues dans l'eau brute.

Une variation de la concentration du carbone organique dissous biodégradable (CODB) dans l'affluent d'un filtre au sable-CAB peut influencer l'efficacité de ce traitement. En effet, Billen *et al.* (1992) ont simulé avec l'aide du modèle mathématique CHABROL l'effet de l'augmentation subite de la concentration de CODB à l'affluent d'un filtre au CAB sur son efficacité. La concentration initiale de CODB était de 0.3 mg C/l et la concentration finale était de 1 mg C/l. Leur simulation a montré que l'état d'équilibre du filtre au CAB n'était atteint qu'au bout de 10 jours de filtration à une température de 10°C. L'utilisation d'un tel modèle peut donc être utile pour la détermination des facteurs influençant la stabilité de la filtration CAB (voir annexe IV). Par ailleurs, un changement en CODB de l'affluent peut aussi affecter l'efficacité de la nitrification d'un filtre au CAB. En effet, la production de bactéries et le taux de croissance maximum pour les bactéries nitrifiantes sont faibles comparativement à ceux des bactéries hétérotrophes aérobies.

Lorsque l'azote ammoniacal et d'autres composés organiques biodégradables sont éliminés par biodégradation dans un même filtre biologique, il y a une compétition entre les bactéries nitrifiantes et les bactéries hétérotrophes pour la consommation d'oxygène et l'espace du biofilm. Les bactéries hétérotrophes aérobies sont plus compétitives ce qui favorise l'oxydation organique suivie d'une nitrification si l'oxygène résiduel est suffisant (Bouwer et Crowe, 1988). Les concentrations de substrats carbonés peuvent donc avoir une influence sur la nitrification. Ainsi, Manem et Rittmann (1992b) ont observé une détérioration de l'efficacité de la nitrification dans un réacteur biologique après une augmentation subite de la concentration d'acétate dans l'affluent. Une augmentation de la formation de nitrites a également été observée. Suite à ce changement de conditions d'alimentation, le temps nécessaire pour rééquilibrer la nitrification variait entre 20 et 70 jours.

Une variation de la concentration d'azote ammoniacal dans l'affluent d'un filtre biologique peut également influencer l'efficacité de ce traitement au niveau de l'enlèvement du CODB. En effet, une interaction bénéfique entre les bactéries nitrifiantes et hétérotrophes est possible. Les produits organiques formés pendant la croissance des nitrifiantes et leurs sous-produits métaboliques peuvent servir de substrat primaire pour les bactéries hétérotrophes aérobies (Bouwer et Crowe, 1988). Pour les faibles concentrations de carbone organique présentes dans les eaux traitées, la croissance des bactéries hétérotrophes supportée par les sous-produits engendrés par l'activité des nitrifiantes peut favoriser l'utilisation de contaminants organiques sous forme de traces. Des recherches complémentaires sont nécessaires pour comprendre les interactions synergiques entre les bactéries hétérotrophes et les bactéries autotrophes nitrifiantes (Manem et Rittmann, 1992b; Bouwer et Crowe, 1988).

Dans cette étude, nous vérifierons le temps nécessaire pour l'augmentation de la biomasse nitrifiante en réponse à une augmentation de la concentration d'azote ammoniacal à l'affluent de filtres au CAB.

1.4.1.4 Influence de la température de l'eau traitée

L'activité bactérienne est influencée largement par la température. En ce sens, Servais *et al.* (1992a) ont observé qu'il était nécessaire de doubler le TCFV dans un filtre au CAB lorsque la température passait de 20°C à 8°C pour garder une même efficacité de filtration, bien que la biomasse bactérienne fixée moyenne ait été identique aux deux températures. Cette influence dépend également du matériau filtrant utilisé. En effet, Bablon *et al.* (1988) ont remarqué que la nitrification dans les filtres au sable-CAB était plus effective que dans les filtres à sable lorsque la température de l'eau était inférieure à 7 °C. De plus, Prévost *et al.* (1992b) ainsi que Merlet *et al.* (1992) ont observé qu'un charbon actif macroporeux offrait des conditions plus propices à la nitrification qu'un charbon actif microporeux en eaux froides (température < 5 °C).

Ces observations démontrent bien que la conjugaison de facteurs tels la température et le type de matériau filtrant peuvent affecter l'efficacité de la filtration biologique. Il donc est important d'en étudier l'effet surtout en conditions instables.

1.4.2 Influence du changement brusque des conditions hydrauliques d'alimentation de filtres au CAB

Une variation brusque de la charge hydraulique appliquée à un filtres au CAB peut influencer son efficacité. La charge hydraulique appliquée peut être diminuée ou augmentée très rapidement. L'arrêt de filtration constitue une condition extrême résultant de la diminution de la charge hydraulique appliquée. L'augmentation subite de la vitesse de filtration jusqu'à une valeur maximale où la performance du filtre au CAB n'est pas affectée en conditions stables d'alimentation permet d'étudier l'influence seule de ce changement sur la performance du filtre.

1.4.2.1 Conséquences de l'arrêt de filtres au CAB

Peu de renseignements existent concernant les impacts de l'arrêt de filtres au CAB. Ainsi, les seules informations disponibles dans la littérature à ce sujet sont tirées d'études générales sur la filtration sur CAB pendant lesquelles un arrêt de filtration s'est produit de façon fortuite ou d'études basées uniquement sur la production d'endotoxines pendant l'arrêt de filtres au CAB. En ce sens, Miltner *et al.* (1992b) ont noté qu'un arrêt de filtration de 84 heures n'affectait pas la capacité de biodégradation d'un filtre biologique. De plus, Krasner *et al.* (1993) ont remarqué que les filtres au sable-CAB ont été plus résistants que les filtres SA aux perturbations temporaires tels un arrêt de filtration ou la préchloration de l'eau brute. De leur côté, Peppler *et al.* (1994) ont noté la présence de concentrations d'endotoxines plus élevées dans l'effluent d'un filtre au CAB suite à son arrêt.

L'arrêt de filtration est donc un phénomène intéressant à étudier dans la mesure où ce facteur d'instabilité est peu connu et que les arrêts de filtration sont nécessaires pour des fins d'entretien. Lors de tels arrêts de filtration, la biomasse fixée au charbon continue à consommer les nutriments présents dans l'eau stagnante dont la qualité évolue dans le temps. Les modifications des conditions d'alimentation peuvent donc provoquer la lyse ou l'inhibition de la biomasse.

Il apparaît important de vérifier les impacts d'un arrêt de filtre au CAB sur la biomasse présente dans le filtre, sur la qualité de l'eau présente dans le filtre à l'arrêt et sur son efficacité après sa remise en service.

1.4.2.2 Influence de l'augmentation subite de la vitesse de filtration

La littérature contient peu d'informations concernant l'impact de l'augmentation subite de la vitesse de filtration d'un filtre au CAB sur sa performance. Cependant, Bouwer et Crowe (1988) ont souligné qu'une vitesse de filtration élevée peut nuire à l'attachement et à l'accumulation des bactéries nitrifiantes car ce type de bactéries est affecté davantage par les forces de cisaillement. Une augmentation de la vitesse de filtration affecte probablement la capacité de nitrification d'un filtre CAB.

Prévost *et al.* (1992b) ont noté, pour un TCFV donné, des enlèvements équivalents de CODB, de demande en chlore et de pTHM dans deux filtres au CAB exploités en parallèle à des vitesses de filtration respectives de 10 m/h et 15 m/h. *Une augmentation subite de la vitesse de filtration d'un filtre au CAB de 10 m/h à 15 m/h avec un prélèvement*

d'échantillons à des TCFV équivalents permet d'indiquer si une telle variation a une influence sur la performance du filtre.

1.5 Paramètres de qualité retenus pour cette étude

Les principaux types de désinfectants utilisés en usine sont la chloration et l'ozonation. L'ozonation transforme une partie des molécules organiques complexes présentes dans l'eau traitée en composés plus facilement biodégradables favorisant la croissance bactérienne dans les réseaux de distribution. La chloration d'eaux naturelles favorise la formation de composés organochlorés potentiellement cancérogènes. La filtration sur CAB permet de réduire les concentrations de ces sous-produits d'oxydation en permettant leur biodégradation ou celle de leurs précurseurs. *Les principaux paramètres examinés lors de cette étude sont les sous-produits d'ozonation et les précurseurs de sous-produits de chloration.* Cette section résume les informations concernant l'efficacité de la filtration biologique concernant ces composés.

1.5.1 Enlèvement de sous-produits d'ozonation par la filtration biologique

Les sous-produits d'ozonation d'une eau naturelle sont composés d'un mélange de composés de faible poids moléculaire, de composés plus polaires et de composés à haut poids moléculaire (Bablon *et al.*, 1991). Les méthodes analytiques disponibles ne permettent de quantifier que quelques-uns de ces composés. Parmi ces composés, la littérature concernant l'efficacité de la filtration biologique retient surtout la formation et la biodégradation d'aldéhydes. Par exemple, Miltner *et al.* (1992a) ont noté que les concentrations d'aldéhydes augmentaient de façon semblable à la concentration de carbone

organique assimilable lorsque de l'eau naturelle était ozonée avec des concentrations croissantes d'ozone. De plus, Weinberg *et al.* (1993) ont montré que la filtration biologique permettait un enlèvement efficace des aldéhydes présents dans une eau à potabiliser. Le niveau d'abattement semblait dépendre de la vitesse de filtration, du TCFV et du milieu filtrant utilisé. Ils ont aussi noté un enlèvement d'aldéhydes dans des filtres SA précédés d'une étape d'ozonation, enlèvement qu'ils ont attribué à une biodégradation. En effet, cet enlèvement ne se produisait pas lorsque l'affluent de l'usine étudiée était préchloré afin de limiter la croissance des algues. Miltner *et al.* (1992a) ont remarqué que le biotraitements (filtration lente sur sable) d'une eau préozonée a réduit significativement les concentrations des aldéhydes étudiés. Lors de l'ozonation d'une eau de rivière naturelle, Shukairy *et al.* (1992) ont noté que toutes les concentrations des aldéhydes détectés, soit le méthyl glyoxal, le propanal, le pentanal, l'acétaldéhyde et le glyoxal, augmentaient tandis qu'un biotraitements subséquent les réduisait. Les concentrations de méthyl glyoxal, de glyoxal et de pentanal étaient les plus élevées.

La filtration sur sable-CAB placée en premier étage de filtration s'est montrée aussi efficace pour l'enlèvement des aldéhydes. Reckhow *et al.* (1992) ont noté que les filtres au sable-CAB réduisaient les concentrations d'aldéhydes de façon plus efficace que les filtres SA. Krasner *et al.* (1993) ont noté que: l'augmentation du TCFV dans des filtres au sable-CAB et dans des filtres SA améliorait leur efficacité pour l'enlèvement d'aldéhydes; l'enlèvement du glyoxal a été particulièrement influencé par le TCFV de l'eau dans les filtres; un filtre au sable-CAB déjà ensemencé s'est montré efficace immédiatement pour l'enlèvement d'aldéhydes et il était plus efficace pour enlever les aldéhydes qu'un filtre au charbon actif neuf fonctionnant en adsorption. En effet, les acides carboxyliques et les

aldéhydes sont des composés organiques polaires qui ne sont pas facilement adsorbables sur du charbon actif non colonisé par des bactéries (AWWA Committee Report, 1981).

La mesure de concentrations d'aldéhydes et la mesure des concentrations d'acides carboxyliques, tels l'oxalate et le formate, par chromatographie peuvent donc permettre d'évaluer la performance type d'un filtre biologique pour l'enlèvement de sous-produits d'ozonation.

1.5.2 Enlèvement de précurseurs de sous-produits de chloration par la filtration biologique

La filtration biologique précédée d'une étape d'ozonation permet l'enlèvement des précurseurs de sous-produits de chloration et la réduction de la demande en chlore de l'eau traitée (Bablon *et al.*, 1991; Shukairy et Summers, 1992; Merlet *et al.*, 1991). L'ozonation agit directement sur les précurseurs, sur la biodégradabilité des précurseurs et sur la diminution de la demande en chlore (Reckhow *et al.*, 1992; Miltner *et al.*, 1992).

Miltner *et al.* (1992a) ont noté que même si l'ozonation diminue les concentrations de plusieurs précurseurs de sous-produits de désinfection halogénés, les concentrations de précurseurs de chloropicrine augmentaient avec la dose d'ozone appliquée. Ils ont également remarqué une augmentation significative de la formation de dibromochlorométhane (CHBr_2Cl) à faible dose d'ozone appliquée ($< 1,5 \text{ mg/mg de COT}$). Ils ont cependant observé une diminution à plus forte dose. Le pourcentage de réduction des concentrations de pTHM par l'ozonation varie de 5 à 20 % pour des doses d'ozone normalement appliquées en usine soit de 0,4 à 1,2 mg O₃/mg COT (Bablon *et al.*, 1991).

Les précurseurs de certains acides haloacétiques semblent répondre à l'ozonation de la même façon (Reckhow et Singer, 1984). En effet, Reckhow *et al.* (1992) ont noté que l'ozonation pouvait réduire les concentrations de précurseurs de trihalométhanes, d'acide trichloroacétique et de dichloroacetonitrile de façon efficace. Ils ont cependant remarqué que l'ozonation affectait peu les concentrations de précurseurs d'acide dichloroacétique et que les concentrations de précurseurs de trichloroacétone augmentaient avec la dose d'ozone appliquée.

La filtration biologique est un traitement relativement efficace pour la réduction des concentrations de précurseurs de sous-produits de chloration. En ce sens, Reckhow *et al.* (1992) ont observé qu'un biotraitements placé à la suite d'une ozonation améliorait l'enlèvement des précurseurs de trihalométhanes, d'acides haloacétiques, de chloropicrine et de composés halogénés totaux (TOX). Miltner *et al.* (1992a) ont remarqué que l'utilisation d'un biotraitements (filtration lente sur sable) précédé d'une ozonation a réduit significativement les concentrations de précurseurs de chloropicrine, de TOX et d'acides haloacétiques. Speitel *et al.* (1993) ont noté que les précurseurs d'acides haloacétiques semblaient être plus facilement biodégradables que les précurseurs de trihalométhanes. Ils ont également remarqué que l'ozonation améliorait davantage la biodégradation des précurseurs d'acides haloacétiques que celle des précurseurs de trihalométhanes. Reckhow *et al.* (1992) ont noté qu'un filtre au sable-CAB placé en parallèle d'un filtre SA enlevait plus efficacement les précurseurs de trihalométhane et les précurseurs d'acides haloacétiques. Ces enlèvements supplémentaires ont été attribués à une activité biologique plus intense (enlèvement plus efficace du COA dans le filtre sable-CAB).

La nitrification dans les filtres biologiques contribue significativement à diminuer la demande en chlore. En effet, l'azote ammoniacal consomme 7,6 mg Cl₂/mg N-NH₃ lors de la chloration de l'eau potable. De plus, la réactivité au chlore du CODB peut être plus importante que celle des composés organiques réfractaires, l'abattement du CODB contribue alors fortement à la diminution de la demande en chlore, particulièrement à court terme (Merlet *et al.*, 1991).

La diminution de la demande en chlore, qu'elle soit attribuable à l'oxydation de l'azote ammoniacal ou du CODB, se traduit par une diminution notable des concentrations de sous-produits de chloration formés à des taux de chloration faibles. En effet, la formation de sous-produits chlorés et l'oxydation de l'azote ammoniacal s'effectuant simultanément, la réduction de la demande en chlore permet d'appliquer de faibles taux de chloration en usine et de minimiser la quantité de sous-produits actuellement formés (Prévost, 1990, Bablon *et al.*, 1991; Merlet *et al.*, 1991).

La filtration biologique diminue la concentration de COD dans l'eau sans affecter la teneur en bromures. La présence de bromures lors de la chloration d'eaux de surface provoque une augmentation des concentrations de bromoforme et de composés organohalogénés mixtes au détriment du chloroforme (Doré, 1989). Speitel *et al.* (1993) ainsi que Shukairy *et al.* (1995) ont démontré que les concentrations de bromures ne sont pas affectées par les traitements biologiques. Cependant, Von Gunten et Hoigné (1992) ont noté que l'ozonation précédant une filtration biologique peut transformer les bromures en acide hypobromeux, en bromates et en bromamines. Cette transformation pouvait alors favoriser la formation de chloroforme lors d'une éventuelle post-chloration au détriment de trihalométhanes bromés (Speitel *et al.*, 1993). Par ailleurs, Shukairy *et al.* (1992) ont noté

que l'enlèvement de COD et la réduction de la concentration en précurseurs de trihalométhane lors de la filtration sur CAB en présence de bromures pouvait favoriser une plus grande formation de sous-produits de chloration bromés.

Dans le contexte de cette étude, les efforts sont concentrés sur la stabilité de l'enlèvement des précurseurs de sous-produits de chloration dans des filtres biologiques. De plus, lorsque la filtration biologique est placée en premier étage de filtration, l'accumulation de flocs se présente comme un mécanisme additionnel d'abattement de précurseurs par voie d'adsorption. Cette voie sera également évaluée.

1.6 Conclusion

L'étude de l'impact des facteurs d'instabilité de la filtration sur sable-CAB ou sur CAB a pour objectif d'établir les limites de ce traitement. Dans l'optique d'une exploitation optimisée, l'évaluation de l'importance relative de ces facteurs permettra de préciser les conditions optimales d'exploitation. Les résultats obtenus peuvent aussi mener à une meilleure compréhension des phénomènes impliqués lors de l'enlèvement de composés plus ou moins biodégradables.

CHAPITRE II: INFLUENCE DE FACTEURS CONTRÔLANT L'ENLÈVEMENT DE LA MATIÈRE ORGANIQUE BIODÉGRADABLE ET DE L'AZOTE AMMONIACAL DANS LES FILTRES BIOLOGIQUES

Ce chapitre résume les effets observés du lavage de filtre, de l'accumulation de particules et de la température de l'eau traitée sur la performance de filtres biologiques. Cette performance est évaluée par l'abattement de COD, de CODB, d'aldéhydes, d'oxalate et d'azote ammoniacal dans des filtres au sable-CAB, au sable-anthracite et au CAB. Il est la copie conforme de l'article scientifique intitulé: Effects of filter backwash on the removal of biodegradable organic matter and ammonia in first stage sand-biological activated carbon filters. Cet article a été soumis pour une deuxième révision au Journal of American Water Works Association au mois de novembre 1996. Auteurs: Patrick Niquette, Michèle Prévost, Robert G. Maclean, Daniel Thibault, Josée Coallier, Raymond Desjardins et Pierre Lafrance.

2.1 Abstract

The focus of this study was to evaluate the impact of filter backwash on the efficiency of first stage sand-biological activated carbon (BAC) filter. This evaluation was made by measuring the concentration profiles of ammonia, biodegradable dissolved organic carbon (BDOC), aldehydes and oxalate in first stage sand-BAC filters before and after filter backwash. The influence of filter position (first stage sand-BAC filters versus second stage BAC filters) was also studied as a mean to understand the influence of flocs and particle accumulation on the efficiency of first stage sand-BAC filter. The efficiency of

first stage sand-BAC filters was also compared to the efficiency of a reference first stage sand-anthracite filter operated with similar hydraulic conditions and effluent turbidity. Results showed that filter backwash was found to improve the removal of the biodegradable compounds measured in the carbon layer of sand-BAC filters. Higher improvements were observed in cold water. However, results also showed that first stage sand-BAC filters and second stage BAC filters can produce similar water quality. First stage sand-anthracite filters were found not suitable for removals of biodegradable organic matter and ammonia.

2.2 Introduction

2.2.1 Utility of sand-BAC filtration

To meet the disinfection requirements for resistant micro-organisms, many utilities may consider incorporating ozonation into their treatment facilities (Bablon *et al.*, 1991). To minimize the risk of bacterial regrowth in distribution systems, the general consensus and recommendations by the United States Environmental Protection Agency (USEPA) dictates that ozonation should not be the last treatment step before water distribution unless it is demonstrated that the water is biologically stable. For instance, the Japanese Ministry of Health requires plants which use ozone to install BAC filters downstream of ozonation (Matsuda *et al.*, 1992).

Research conducted in recent years has focused on BOM removal by various treatment processes. As summarized by Bablon *et al.* (1991), the principal objectives of biodegradable organic matter (BOM) reduction include: 1) reducing the formation of chlorination by-products and eliminating ozonation by-products; 2) reducing the oxidant demand, especially the short term chlorine demand at the treatment plant; 3) stabilizing the residual disinfectant concentration in the distribution system by reducing the short and long term oxidant demands; 4) preventing bacterial regrowth in the distribution system via the increased biological stability of the treated water.

When retrofitting treatment plants, first stage dual media sand-BAC filters often represent the most economical solution for achieving biologically stable water following ozonation. Second stage BAC filters have been successfully used for the removal of ammonia, aldehydes and BOM. However, first stage biological filtration also serves to physically remove flocs and particles in order to meet turbidity removal requirements.

When using first stage filters, the primary objective of particle removal overrides the secondary objectives of BOM reduction and the production of biologically stable water. Nevertheless, these objectives are not mutually independent as biological removal of dissolved BOM is possible in high rate first stage filters, given sufficient contact time and proper biomass growth conditions.

2.2.2 Design considerations

In order to meet the conflicting objectives of floc/particle removal and BOM reduction, special attention should be given to the design of first stage dual-media filters. The chosen

filter media should facilitate the required turbidity and particulate removals and it should have an acceptable filtration efficiency. Given the frequent backwashing requirements, optimal conditions for biomass growth and activity should also be provided. These conditions include choosing the proper filter media and contingencies for additional contact time to counteract the effect of particle and floc accumulations.

High rate dual-media filtration with sand-BAC filters has been shown to be more efficient than first stage sand filters for the removal of biodegradable organic carbon and ammonia (Bablon *et al.*, 1988). In such dual-media filters, granular activated carbon, a highly porous material is placed above a supporting layer of sand. When macroporous activated carbon is used, a large number of attachment sites, protected from the abrasive action of backwashes, are provided for biomass fixation. Such an abundant biomass allows for sustained nitrification, complete assimilable organic carbon (AOC) removal and stable biodegradable dissolved organic carbon (BDOC) removals (60%) in cold water (Merlet, 1992; Prévost, 1990; Prévost, 1992). For a given contact time, and even in cold water, the use of a macroporous carbon in first stage dual-media sand-BAC filters has enabled BDOC, chlorine demand, and ammonia removals similar to those obtained in second stage BAC filters (Prévost and Desjardins, 1992).

2.2.3 Operational considerations

Backwashing could be the major operational factor affecting the efficiency of first stage sand-BAC filter. The effect of backwashing on bacterial biomass has been shown to vary depending on the type of support media used. In the case of anthracite filters, backwashing with chlorinated water was found to decrease the density of the fixed

biomass (24%) estimated by total phospholipid content (Miltner *et al.*, 1992b). In the case of activated carbon, the loss of bacterial density (measured using glucose-¹⁴C respiration) in second stage filters appears to be negligible, reported to be less than 5%, in warm water (Servais *et al.*, 1991). Nevertheless, backwashing may affect the removal of some organic compounds when a microporous carbon is used. Assimilable organic carbon (AOC) removal efficiencies were found to be lower for a period of up to 48 hours following backwashes of microporous carbon with cold chlorinated water (Prévost *et al.*, 1990).

2.2.4 Efficiency evaluation

Apart from BDOC and AOC, aldehydes form the most commonly studied group of biodegradable ozonation by-products. Aldehyde removals in dual media pilot and full-scale filters have been reported for various water sources, several of which demonstrate the advantage of using BAC instead of anthracite as a filtering media (Miltner and Summers, 1992; Miltner *et al.*, 1992a; Reckhow *et al.*, 1992; Weinberg *et al.*, 1993). Krasner *et al.* (1993) demonstrated the importance of a sufficient empty bed contact time in dual-media sand-BAC filters for the removal of the more recalcitrant aldehydes such as glyoxal, although this was not the case for the more labile formaldehyde. The same authors noted that granular activated carbon filters were more resistant to temporary perturbations (filter shutdown and pre-chlorination for algae control) than anthracite filters. Reckhow *et al.* (1992) showed that first stage, dual-media sand and BAC filters provided better aldehyde and glyoxylic acid removals at high filtration rates than did dual-media sand-anthracite filters. It was also determined that backwashing a dual-media sand-BAC filter with chlorinated water decreased the removal efficiencies of dissolved organic carbon (DOC), AOC and glyoxal. Similarly, Miltner *et al.* (1992b) observed that backwashing a

dual-media sand-anthracite filter with chlorinated water had a short term effect on the overall removal efficiency of aldehydes.

It is thus important to evaluate the efficiency of a first stage sand-BAC filter frequently backwashed for the removal of biodegradable compounds and particulate matter and to compare this filter efficiency with the efficiencies of a sand-anthracite filter and a BAC filter.

2.3 Study objectives

The principal objective of this study was to evaluate the impact of backwashing on the efficiency of first stage sand-biological activated carbon (BAC) filter. The specific objectives are:

- 1) to compare ammonia, BDOC, aldehyde and oxalate profiles in first stage sand-BAC filters before and after a filter backwash and study possible changes in removal efficiencies throughout the filtration run;
- 2) to compare the efficiency differences between a first stage sand-BAC filter and a first stage sand-anthracite filter operated in similar conditions (similar hydraulic conditions and effluent turbidity);
- 3) to evaluate the efficiency of first stage sand-BAC filters for the removal of biodegradable compounds by comparing concentration profiles in first stage sand-BAC filters and second stage BAC filters.

To adequately compare these filters, they must have similar empty bed contact time (EBCT) and influent quality. So, to limit the influence of influent quality changes, the efficiency of two filters must be compared using parallel flow streams.

2.4 Material and methods

2.4.1 Pilot Plant

Figure 2.1 shows a simplified schematic of the pilot plant (nominal capacity of 2 m³/h) located at the St.Rose Water Treatment Plant (Laval, Quebec, CANADA). The filtration plant draws its water from the Mille-Îles River which has a high organic load and low alkalinity. Settled water from the plant is ozonated sequentially in two separate pilot-scale reactors. The ozone residual is maintained at 0,4 mg/L in the effluent from the first reactor and this residual is maintained throughout the second reactor for 6 minutes, which is long enough to ensure maximal BDOC formation (Bablon *et al.*, 1991; Prévost *et al.*, 1992). The ozonated water is then split by open weirs and sent to three sets of pilot-scale filters (0,15 m x 0,15 m for each filter): two first stage dual-media sand-BAC filters (Sand-BAC Filter #1 and Sand-BAC Filter #2), and a first stage dual-media sand-anthracite (SA) filter followed by a second stage BAC filter.

The BAC and the anthracite depths in each filter was chosen to provide an EBCT of approximately 12 minutes to simulate the design constraints which would be encountered in upgrading existing sand-anthracite filters. In the dual media filters, an additional contact time of 1,2 minutes is provided in the sand layer. The filters were operated at a filtration

rate of 10 m/h with a constant water head of 1,8 m. A seeded, saturated macroporous wood based carbon (Picabiol H120), especially developed to maximize bacterial biomass density, was taken from the plant's full-scale biological filters and was installed in the pilot-scale BAC and sand-BAC filters more than five months (93.10.12) before the first sampling.

Table 2.1 outlines the operational parameters for the pilot plant. Filtered water turbidities ranged from 0,05 to 0,3 NTU during the period of this study. The filters were backwashed with non-chlorinated water based on the filtration time. Table 2.1 also shows the mean headloss values measured in the filters during the eight month study. These headloss values indicate little floc/particle accumulation for all the sampling events. The media expansion values and flow rates used for the backwash of sand-BAC filters were similar to those recommended by Bablon *et al.* (1988) for first stage sand-BAC filters. The sand-BAC filters, the BAC filter and the SA filter were backwashed with the same media expansions (40 %) that were maintained constant during all the study as the principal criteria for filter backwash. The 20 % sand expansion (Table 2.1) in dual media filters was visually observed by a glass window installed at the bottom of the pilot-scale filters. All these media expansion values are in the 20 to 50 % range recommended by the American Society of Civil Engineers and the American Water Works Association for rapid filters (ASCE and AWWA, 1990). Media characteristics are showed in table 2.2. Samples were collected at various EBCTs through liquid sampling ports 30 minutes before and one hour after each filter backwash. The backwash duration was 25 minutes for all filters. Some water quality parameters related to ozonation conditions were measured on each sampling date (Table 2.3). Representative data from these sampling events are shown in this paper.

2.4.2 Analytical Monitoring

Samples were collected in clean glassware (washed with soap, tap water, HCl 25%, demineralized water and ultra-pure water) and analyzed immediately for DOC, BDOC, ammonia, aldehydes and biomass. The glassware used for the DOC analyses was muffled at 500 °C for 4 hours after cleaning. Table 2.4 summarizes the detection limit and the precision for each parameter measured. Precision and detection limits were determined by statistical analysis on experimental data using a standard deviation analysis and a student test at a 99.5 % level.

DOC concentrations were measured with a DC-180 total organic carbon analyzer (Dohrmann, California) which uses UV promoted persulfate oxidation. Samples were previously filtered on carbon free borosilicate 0,7 µm filter to remove particulate organic carbon and protozea. BDOC measurement were made by subtracting the initial DOC from the DOC after 30 days of incubation at 20 °C with indigenous bacteria from the raw water (Servais *et al.*, 1987; Servais *et al.*, 1989). Ammonia concentrations were evaluated using the indophenol colorimetric method AFNOR, 1990). This method has a good precision at low ammonia concentrations (Table 2.4). Nitrate, nitrite and oxalate concentrations were measured by DX-300 ionic chromatography (Dionex, California). An Ionpac AS-11 analytic column protected by an Ionpac AG-11 column held inorganic anions and organic acids. NaOH solutions were used as the eluent. Detection was made by a conductivity detector (CDM-2). Nitrite concentrations in all samples were under detection level. Aldehyde concentrations were quantified using the basic gas chromatography (GC) method described by Yamada and Sumiya (1989). Modifications concerning the aldehyde analyses, as reported by Glaze *et al.*, 1989). Sclimenti *et al.* (1990) and Krasner *et al.*

(1989), were employed. A HP5890 GC (Hewlett Packard, Connecticut) with a non polar HP5 column (# 19091Z-433) and an electron capture detector were used. Biomass quantification was made by the ^{14}C glucose biomass respiration potential as described by Servais *et al.* (1991) and radioactive CO_2 was measured with a 1900 TR scintillation counter (Canberra Packard, Connecticut).

2.5 Results

Typical results showing the net effects of ozonation and biological filtration on the concentrations of certain ozonation by-products are shown in Figure 2.2. Ozonation was found to increase the concentrations of all the organic biodegradable compounds studied while dual-media sand-BAC filtration brought these concentrations back to their pre-ozonation levels. Oxalate was found to represent about from 2 to 25% of the biodegradable organic carbon pool measured by the BDOC, whereas total aldehydes contributed to less than 3%. These BOM compounds were the major ozonation by-products measured.

The efficiency of the filters was investigated by measuring biodegradable compound concentrations at various empty bed contact times before and after filter backwashing. Figure 2.3 shows the DOC and BDOC profiles in the two sand-BAC filters and in the BAC filter before and after backwashing. The dotted vertical line on each graph indicates the location of the sand/carbon interface in the dual media filters. The DOC and BDOC removal profiles observed during sampling #8 are typical of the results obtained during this study. The removal rates of DOC and BDOC in the first few minutes of EBCT were higher after backwashing (from 0,046 mg C/l/min. of BDOC before filter backwash to

0,066 mg C/l/min. of BDOC after filter backwash). The removal rates of BDOC and DOC after filter backwash was found to be constant in all the filter depth (near 0,026 mg C/l/min.) for sampling #1 and only little removals were observed in the BAC layer before backwash. This sampling occurred during the spring runoff period with a water temperature of 0,5 °C. Even if the turbidity of the settled water is significantly higher than usual values (Table 2.1), a verification of headloss development curves in these filters revealed no significant difference in the clogging pattern for this sampling date. It should be noted that the concentration profiles observed in Sand-BAC Filter #1 and Sand-BAC Filter #2 are very similar. During that period, a strong yellow coloring of the sand of these filters was observed, suggesting some intensive bacteriological activity in the sand layer of the sand-BAC filters. Figure 2.3 also shows that the effluent of a sand-BAC filter and the effluent of a BAC filter can have similar BDOC concentrations. However, BDOC removals in first stage sand-BAC filters are higher than those observed in second stage BAC filters.

Figure 2.4 shows the ammonia and nitrate concentration profiles in the two types of dual media filters for two sampling dates, including the spring runoff period. There was no measurable nitrification in the SA filter. The nitrate profiles support that nitrification occurred only in the sand-BAC filters. As in the case of BDOC and DOC removals, significantly flatter ammonia profiles were observed in the dual media sand-BAC filters (Sand-BAC Filter #1 and Sand-BAC Filter #2) before backwashing during the spring runoff (94.03.29). For this sampling date, improved ammonia removal following backwashing was not linked to an increase of nitrate concentration. The two parallel sand-BAC filters behaved the same way. Note that the production of nitrate in the filters exceeds the nitrate formation potential by nitrification of the ammonia present in the filter feed. A

decrease of the nitrate concentration in the sand layer after backwashing was also noted. This nitrate removal in the sand layer was also observed for other sampling dates (data not shown).

Simple aldehyde (formaldehyde and acetaldehyde) profiles as a function of the EBCT in first and second stage biological filters are presented in Figure 2.5. Glyoxal and methyl-glyoxal profiles for the same filters are shown in figure 2.6. A comparison of the removal profiles in the first stage Sand-BAC Filter #1 and SA filters revealed the importance of choosing an optimal biomass support media. Referring to figure 2.5c, the EBCT needed to achieve a given removal for the dual media sand-BAC filter is much less than that required for the dual media SA filter. The apparent removal rate of the readily assimilable formaldehyde and acetaldehyde is higher when BAC is used as the filter media in first stage filter (formaldehyde: apparent removal rate of 5 $\mu\text{g/L}/\text{min}$. in the top of the sand-BAC filters versus 1 $\mu\text{g/L}/\text{min}$. in the top of the SA filter; acetaldehyde: apparent removal rate of 0,7 $\mu\text{g/L}/\text{min}$. in the top of the sand-BAC filters versus 0,12 $\mu\text{g/L}/\text{min}$. in the top of the SA filter). Only limited glyoxal and methyl-glyoxal removals were observed in the SA filter. There was no significant differences between the profile concentrations inside the two replicate sand-BAC filters (sampling #1 in figure 2.5 and 2.6) revealing the reproducibility of the analytical methods and the hydraulics of the pilot-scale filters.

The aldehyde removal rates in second stage BAC filters are difficult to comment on since the influent concentrations are extremely low, the great majority of formaldehyde and acetaldehyde being removed by the first stage SA filter in warm water. The influent concentrations of glyoxal and methyl-glyoxal in the BAC filter are also very low and decrease to a minimum value within a 3 min. of EBCT. The effluent aldehyde

concentrations from the first stage sand-BAC and second stage BAC filters were also similar during sampling #1.

Backwashing had no effect on the overall removal of aldehydes in figure 2.6 and 2.7. However, aldehyde concentrations measured on samples collected from the first sampling port were always lower after filter backwash even when influent concentrations were higher. For all data collected, the apparent removal rates of aldehydes in the top of sand-BAC filters always increased after backwashing (from +0.2 $\mu\text{g/L/min.}$ to +3.4 $\mu\text{g/L/min.}$) even for the glyoxal and for the methyl-glyoxal. Because of the surplus contact time provided, the effect of backwashing was not measurable in the filter effluent.

Effluent aldehyde concentrations before and after backwashing are illustrated in figure 2.7. Time 0 represents the end of the backwash while time -20 represents twenty minutes before the beginning of the backwash. The differences between aldehyde concentrations in the effluent of Sand-BAC Filter #1 and the effluent of the SA filter again shows the importance of filter media choice in the removal of the labile monoaldehydes (acetaldehyde and formaldehyde), and furthermore for the recalcitrant dialdehydes (glyoxal and methyl-glyoxal). The dual-media SA filter removed little or no dialdehydes, and less of the simple aldehydes.

The oxalate removal profiles are presented in Figure 2.8. Oxalate is a readily assimilable organic substrate and here again, better reproducible removals were observed in the dual-media sand-BAC filters. The small oxalate removal in the SA filter occurred both at the surface of the carbon layer and in the sand layer. Backwashing this filter did not influence

oxalate removal efficiencies. In the case of the sand-BAC filter, removal occurred mainly in the carbon layer, and backwashing slightly increased the removal efficiency.

To investigate if the shift in removal profiles following backwashing, and the difference in overall removals between filters were related to biomass density, biomass density profiles were made. Fixed biomass on carbon was evaluated at different depths in all of the filters studied. The results from these measurements are presented in Figure 2.9. The bacterial biomass densities are much higher in the carbon layer of first stage carbon filters than in the second stage BAC filters. In both of these filters, a small vertical gradient is observed before backwashing and backwashing alters this stratification. Fixed biomass densities in the anthracite filters were found to be much lower. Compared to the BAC filters, the SA filter shows an inverse gradient with larger densities in the bottom of the filter. This could be related to the effect of residual ozone which is more readily reduced by activated carbon. However, no ozone residual was measured in the water collected from the first liquid port of sand-BAC and SA filters (at about 2 minutes of EBCT). Note that the weighted mean of the biomass density found in the first stage sand-BAC filters (about 14 $\mu\text{g C/cm}^3$) is a little higher than the combined weighted mean of the biomass found in the first stage SA filter (about 3,0 $\mu\text{g C/cm}^3$) and the second stage BAC filter (about 9,3 $\mu\text{g C/cm}^3$). The mass balance presented here is however only an approximation based on four biomass measurements made on media sampled from the top of each filter.

2.6 Discussion

2.6.1 Implications of results on filter design.

The biodegradable compounds studied, namely ammonia, BDOC, aldehydes and oxalate, were efficiently removed by first stage biological filtration using activated carbon as a biomass support. Figures 2.5, 2.6 and 2.8 showed that all the concentrations of aldehydes and oxalate in sand-BAC filters were below detection levels after 6 min. of EBCT at 10 °C and at 12 °C. However, at 0,5 °C, the complete removal of these specific compounds required 12 min. of EBCT. So, an empty bed contact time of 12 minutes was found to be sufficient to reach removals like those observed in BAC filters. Providing additional contact time would only marginally increase removals, specially for aldehydes. All the concentration profiles measured in the two parallel sand-BAC filters showed a good reproducibility. This suggests that the sampling and analytical methods used were accurate and that the two filters were operated in a very similar way.

Using carbon instead of anthracite had a very strong impact on the ability of first stage filters to remove BDOC, DOC, aldehydes and oxalate. Apparent removal rates of formaldehyde and acetaldehyde were five times higher in the top of the sand-BAC filters (formaldehyde: apparent removal rate of 5 µg/L/min. in the top of the sand-BAC filters versus 1 µg/L/min. in the top of the SA filter; acet aldehyde: apparent removal rate of 0,7 µg/L/min. in the top of the sand-BAC filters versus 0,12 µg/L/min. in the top of the SA filter). This difference is easily explained when the mean densities of fixed biomass on each media are compared (14 µg C/cm³ on the BAC from the sand-BAC filter versus 3,0

$\mu\text{g C/cm}^3$ on the anthracite). Moreover, the combination of these results shows that the apparent specific removal rates of simple aldehyde in a biological filter are 0,35 $\mu\text{g/L/min.}$ of formaldehyde for each $\mu\text{g C/cm}^3$ of fixed biomass on the BAC and 0,045 $\mu\text{g/L/min.}$ of acetaldehyde for each $\mu\text{g C/cm}^3$ of fixed biomass on the anthracite. The differences were more pronounced for the recalcitrant aldehydes like glyoxal and methyl-glyoxal. Longer contact times were required with anthracite filters to reach equivalent removals of those obtained using BAC filters. For parameters such as glyoxal, methyl-glyoxal and oxalate, an equivalent removal did not occur in the anthracite within the range of carbon contact times tested (< 12 minutes in figures 2.6, 2.7 and 2.8). Our results are consistent with the results reported by Krasner *et al.* (1993) and Coffey *et al.* (1995) which showed the impact of filter media choice on the removal of more recalcitrant aldehydes such as methyl-glyoxal and glyoxal.

Fixed biomass was found to be denser on activated carbon than on anthracite even though these media were chosen to have equivalent effective size providing about the same overall surface to volume ratio. Biomass densities measured on activated carbon taken from second stage BAC filter were always lower than those measured on activated carbon from first stage sand-BAC filter. This is related to the fact that first stage sand-BAC filters received higher influent nutrient loading with more easily biodegradable organic compounds (aldehydes and oxalate for examples). Overall, the combined biomass from the first stage SA filter and the second stage BAC filter is a little higher to that found in the first stage sand-BAC filter. This suggests that the maximal biomass support capacity of the in the second stage BAC filter studied was not reached. However, it was certainly reached in the SA filter for the experimental conditions used. Whether or not the maximal biomass support capacity of the BAC was reached in the first stage BAC filters cannot be assessed.

BDOC and aldehydes results showed that a first stage sand-BAC filter with an EBCT of 13,2 minutes can achieve similar biodegradable compound removals as those obtained with a first stage SA filter followed by a second stage BAC filter for a total EBCT of 25 minutes. These findings are in accordance with previous observations about chlorine demand removals in one stage and two stages filtration (Prévost *et al.*, 1992).

Some nitrate production without ammonia nitrification was observed in the biological filters. Degradation of nitrous compounds and, for example, conversion of amino acids in the corresponding keto acids and ammonia by heterotrophic bacteria followed immediately by ammonia nitrification (Gottschalk, 1986) could be an explanation of this nitrate production, since amino acids are removed in biological filters (Berne *et al.*, 1994; Hureiki *et al.*, 1996). However, no amino acids measurements were made during this study and this hypothesis could not be confirmed.

2.6.2 Backwash influence

In general, the overall filter performance for all parameters measured in the filter effluent remained unchanged before and after backwashing. A better removal in the sand layer compensated for a lower removal in the carbon layer towards the end of the filtration run. Although sand has been shown to support lower biomass densities than activated carbon (Billen, 1992), constant seeding of the sand layer by the overlaying colonized carbon may favor the establishment of a denser biomass in or over the sand layer. Removal of DOC and BDOC in the sand layer is minimal after backwashing but is maximal before backwashing. It appears that the factors affecting the fixed biomass on the carbon do not

affect the fixed biomass on the sand. Another possible explanation would be the accumulation of biomass on top of the sand layer during the filter cycle. This additional removal in the sand layer when the carbon layer is not efficient occurs to a lesser extent for ammonia. Nitrate removals in the sand layer after backwashing remains unexplained.

The higher DOC, BDOC and aldehyde removal efficiencies observed in the carbon layer after backwashing suggest that the accumulation of particles and flocs in first stage dual-media sand-BAC filters may have somehow hindered the diffusion of BOM to the fixed biomass on the BAC. In warm water, the beneficial effect of backwashing occurs in the top of the carbon layer and apparent removal rates of aldehydes are higher. In cold water, this beneficial effect is observed deeper and throughout the carbon layer. Even though no high filter headlosses were registered in cold water, this particles and flocs accumulation hypothesis could be confirmed by the turbidity peak of the settled water observed in spring (sampling #1 in Table 2.1). So, it could be important to optimize coagulation prior to first stage sand-BAC filters.

Figure 2.3 also suggests that the main mechanism of the increased BOM removal in the carbon layer after backwashing is due to biodegradation since BDOC and DOC profiles are coherent and the refractory organic carbon values (difference between BDOC and DOC values) do not vary ($2,5 \pm 0,1$ mg/L C) in the filter before and after backwash. Servais *et al.* (1994) showed that refractory and biodegradable fractions of DOC are removed equally by adsorption. It is very unlikely that any significant adsorption on the carbon used in this study could occur given the degree of saturation of the activated carbon used.

Backwashing was found to improve the removal of all biodegradable compounds studied in the carbon layer. The fact that non-chlorinated water was used for backwashing may have positively affected this improvement. Backwashing also increased the biomass levels measured by radiolabeled glucose mineralization on BAC samples taken from sand-BAC filter. This was not observed in second stage BAC filter. This fact that backwashing increased the density of fixed biomass at the surface of the sand-BAC filters may be related to the elimination of flocs and particles. Accumulated flocs and particles could act as a diffusion barrier for biodegradable compounds during filtration and during the procedure used to measure biomass. This points out an effect of the accumulation of flocs and particles on biomass.

The exact mechanism by which flocs and particles affect the biomass is not yet determined. The possible causes of this effect are: (1) the effect of aluminium and precipitated metals in the floc on bacterial activity; (2) the shortening of real contact time between the fixed biomass and assimilable compounds caused by partial breakthrough of the filters, but tracer studies (using KCl) made after the last sampling event, suggest that the real hydraulic contact time in these filters was not significantly affected by the accumulation of particles; (3) the presence of a diffusion barrier which could impair oxygen or nutrient diffusion to the biofilm fixed upon the surface of the filter media. Some work is underway to evaluate the effect of flocs and metals on biomass activity during BAC filtration.

2.7 Conclusion

To meet the disinfection requirements for resistant micro-organisms to chlorine, many utilities will have to consider using ozonation as the primary disinfectant. To limit the risk of bacterial regrowth in the distribution system, ozonation should be followed by a biostabilization treatment, like first stage sand-BAC filtration, unless it is demonstrated that this water is biologically stable and a chlorine residual can be maintained throughout the distribution system.

The results showed that first stage sand-BAC filtration could perfectly serve two purposes: 1) the physical removal of flocs and particles to meet turbidity removal requirements for post-disinfection; 2) the removal of dissolved biodegradable organic compounds and ammonia to produce biologically stable water. Our results showed that these two purposes could be in conflict in cold water. However, the results showed that the presence of flocs in the influent of first stage sand-BAC filtration could reduce their efficiency for removing biodegradable compounds in cold water. It is thus important to optimize coagulation in cold water to improve biological activity in first stage filter. The length of the filtration run of a biological filter must also be optimized by periodic measurements of the filter efficiency between two backwashes. Globally, further works must be done on the influence of flocs and particles on biomass fixed on a filtering media.

2.8 Acknowledgements

The authors would like to acknowledge the financial support from the sponsors of the Industrial Drinking Water Chair, namely, the Natural Science and Engineering Research Council of Canada, the City of Montreal, the City of Laval, John Meunier Inc., Compagnie Générale des Eaux and Vallée-Lefebvre and Associates. The authors acknowledge the important contributions of Dr. Monique Laberge and Dr. Howard Weinberg from University of North Carolina in establishing and developing the aldehyde analysis. They also thank the Chair's laboratory staff, especially Denis Allard, Julie Philibert and Catherine Poirier. In addition, the authors extend a warm thanks to the St. Rose Water Treatment Plant and laboratory staff where this research was conducted.

Table 2.1 Pilot plant operating conditions

Operation Parameter	Sand-BAC Filter #1	Sand-BAC Filter #2	SA Filter	BAC Filter
Water Head above each Filters	1.80 m	1.80 m	1.80 m	1.80 m
Filtration Rate	10.0 m/h	10.0 m/h	10.0 m/h	10.0 m/h
Activated Carbon Depth	2.00 m	2.00 m	N/A	2.00 m
Anthracite Depth	N/A	N/A	2.00 m	N/A
Sand Depth	0.20 m	0.20 m	0.20 m	N/A
Sand Expansion during Backwash	20%	20%	20%	N/A
BAC Expansion during Backwash	40%	40%	N/A	40%
Anthracite Expansion during Backwash	N/A	N/A	40%	N/A
Filtration Time between Backwashes	36 h and 48 h			
Headloss Development between Backwashes	650 mm	650 mm	400 mm	200 mm
Backwashing Sequence				
Average Flow Rates				
Air Scour (2 min.)	24 m ³ /h/m ²	24 m ³ /h/m ²	24 m ³ /h/m ²	18 m ³ /h/m ²
Backwash Rate with Air (30 s)	25 m/h	25 m/h	75 m/h	25 m/h
Backwash High Rate (30 s)	30 m/h	30 m/h	80 m/h	N/A
Backwash Normal Rate (15 min.)	25 m/h	25 m/h	55 m/h	25 m/h

Table 2.2 Characteristics of filtering media

Media characteristics	Sand	BAC	Anthracite
Effective Size	0.5 mm	1.0 mm	1.1 mm
Coefficient of Uniformity	1.5 mm	1.7 mm	1.5 mm
Dry Density	1.44 g/cm ³	0.20 g/cm ³	0.92 g/cm ³

Table 2.3 Liquid sampling parameters

Sampling Number	1	2	3	4
Sampling Date	94.03.29	94.05.10	94.05.24	94.06.28
Filters Sampled	Sand-BAC Filters	SA & Sand-BAC Filter #1	SA & Sand-BAC Filter #1	Sand-BAC Filters
Sampling Type	Filter profiles	Filter profiles	Influent & Effluent	Influent & Effluent
Water Temperature	0,5 °C	10,0 °C	11,5 °C	20,5 °C
Settled Water Turbidity	0,80 NTU	0,52 NTU	0,42 NTU	0,39 NTU
Total Ozone Dose	1,3 mg/L	2,2 mg/L	1,9 mg/L	3,7 mg/L
O ₃ dose/DOC	0,4 mg/mg DOC	0,7 mg/mg DOC	0,6 mg/mg DOC	1,0 mg/mg DOC
Sampling Number	5	6	7	8
Sampling Date	94.09.14	94.10.05	94.10.19	94.11.02
Filters Sampled	Sand-BAC Filters	BAC & Sand-BAC Filter #1	Sand-BAC Filters	Sand-BAC Filter #1
Sampling Type	Filter profiles	Filter profiles	Influent & Effluent	Filter profiles
Water Temperature	16,5 °C	12,0 °C	10,0 °C	14,0 °C
Settled Water Turbidity	0,37 NTU	0,30 NTU	0,31 NTU	0,35 NTU
Total Ozone Dose	2,8 mg/L	2,0 mg/L	2,0 mg/L	1,9 mg/L
O ₃ dose/DOC	0,8 mg/mg DOC	0,6 mg/mg DOC	0,6 mg/mg DOC	0,6 mg/mg DOC

Table 2.4 Precision and detection limits for each parameter measured

Parameter	Chemical formula	Method Precision	Detection limit of the method
DOC		± 50 µg/L	100 µg/L
BDOC		± 100 µg/L	100 µg/L
Ammonia	NH ₃	± 3 µg/L	5 µg/L
Nitrate	NO ₃ ⁻	± 5 µg/L	50 µg/L
Nitrite	NO ₂ ⁻	± 5 µg/L	5 µg/L
Oxalate	C ₂ O ₄ ²⁻	± 5 µg/L	5 µg/L
Formaldehyde	CH ₂ O	± 0,1 µg/L	0,3 µg/L
Acetaldehyde	CH ₃ CHO	± 0,1 µg/L	0,2 µg/L
Glyoxal	CHOCHO	± 0,1 µg/L	0,4 µg/L
Methyl-Glyoxal	CH ₃ COCHO	± 0,1 µg/L	0,4 µg/L
Biomass		± 1 µg C/mL	1 µg C/mL

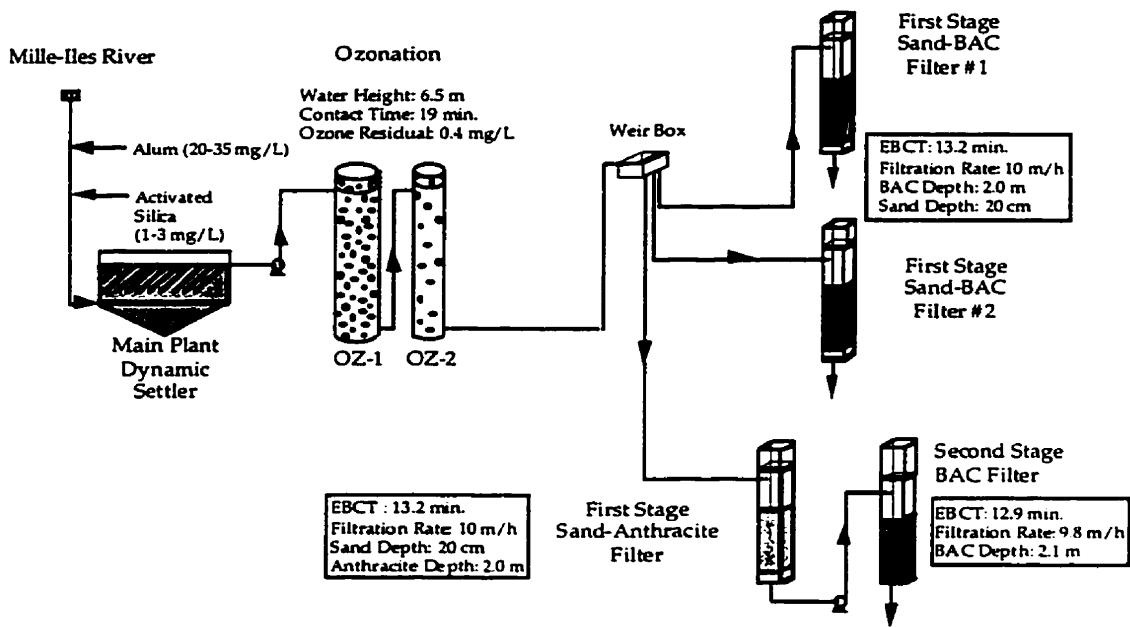


Figure 2.1 St. Rose Pilot Plant Schematic

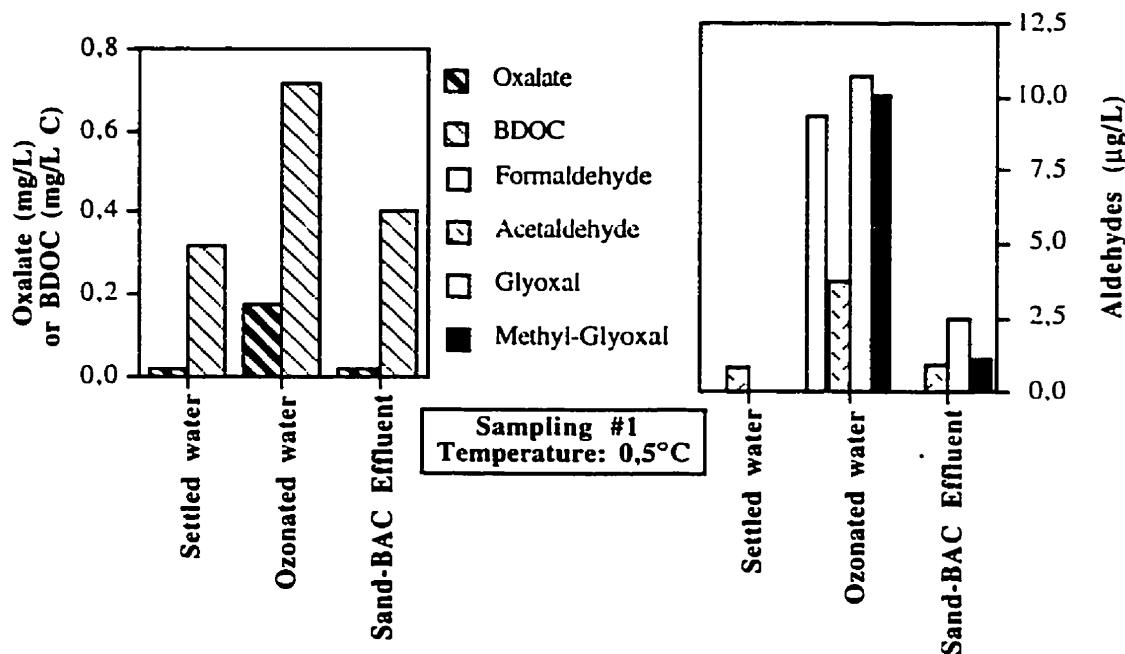


Figure 2.2 Ozonation by-products production and removal

(Total ozone dose applied: 1.30 mg/L)

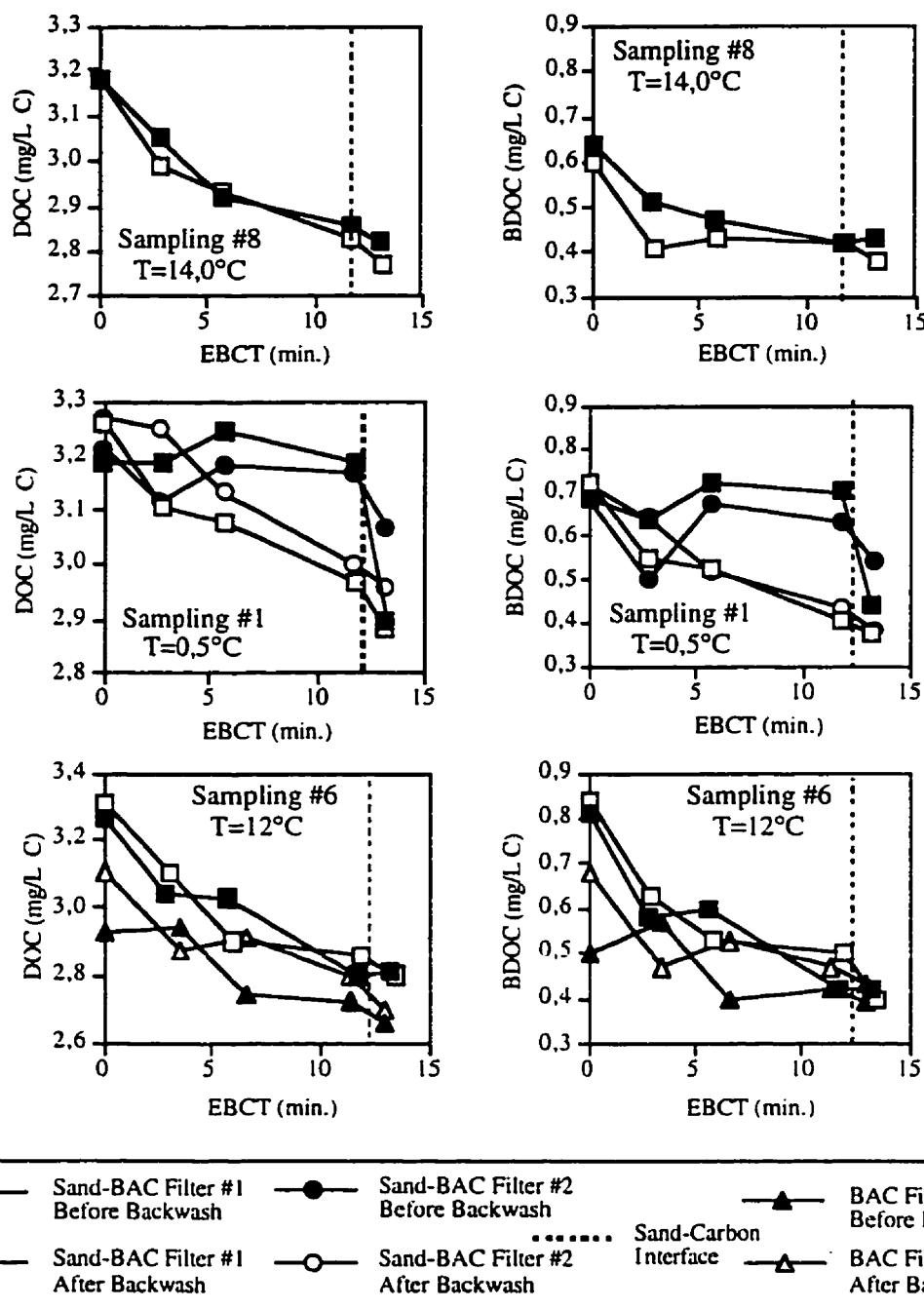


Figure 2.3 DOC and BDOC profiles in various filters

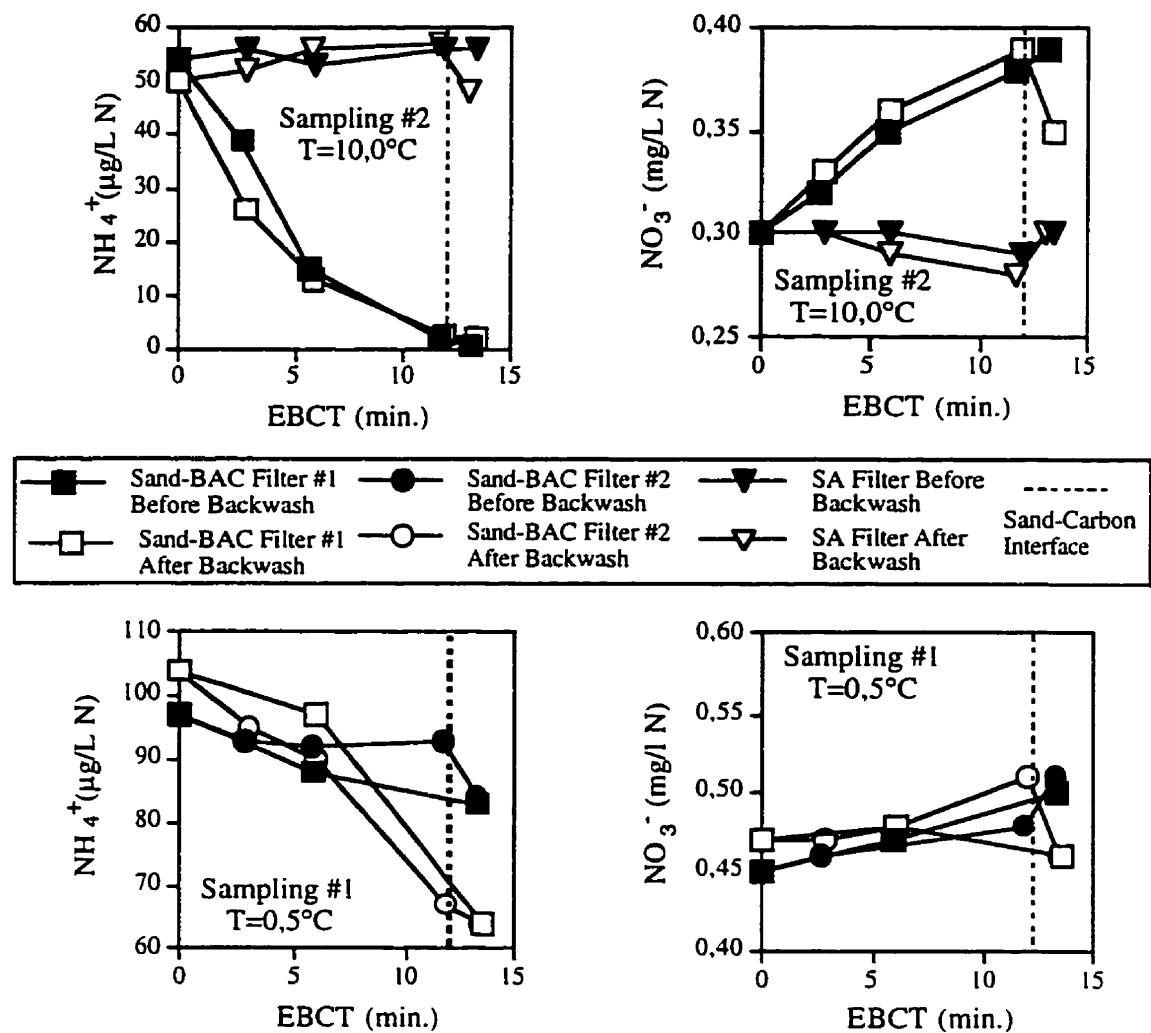


Figure 2.4 Comparison of ammonia and nitrate profiles in first stage
sand-anthracite filter and sand-BAC filters

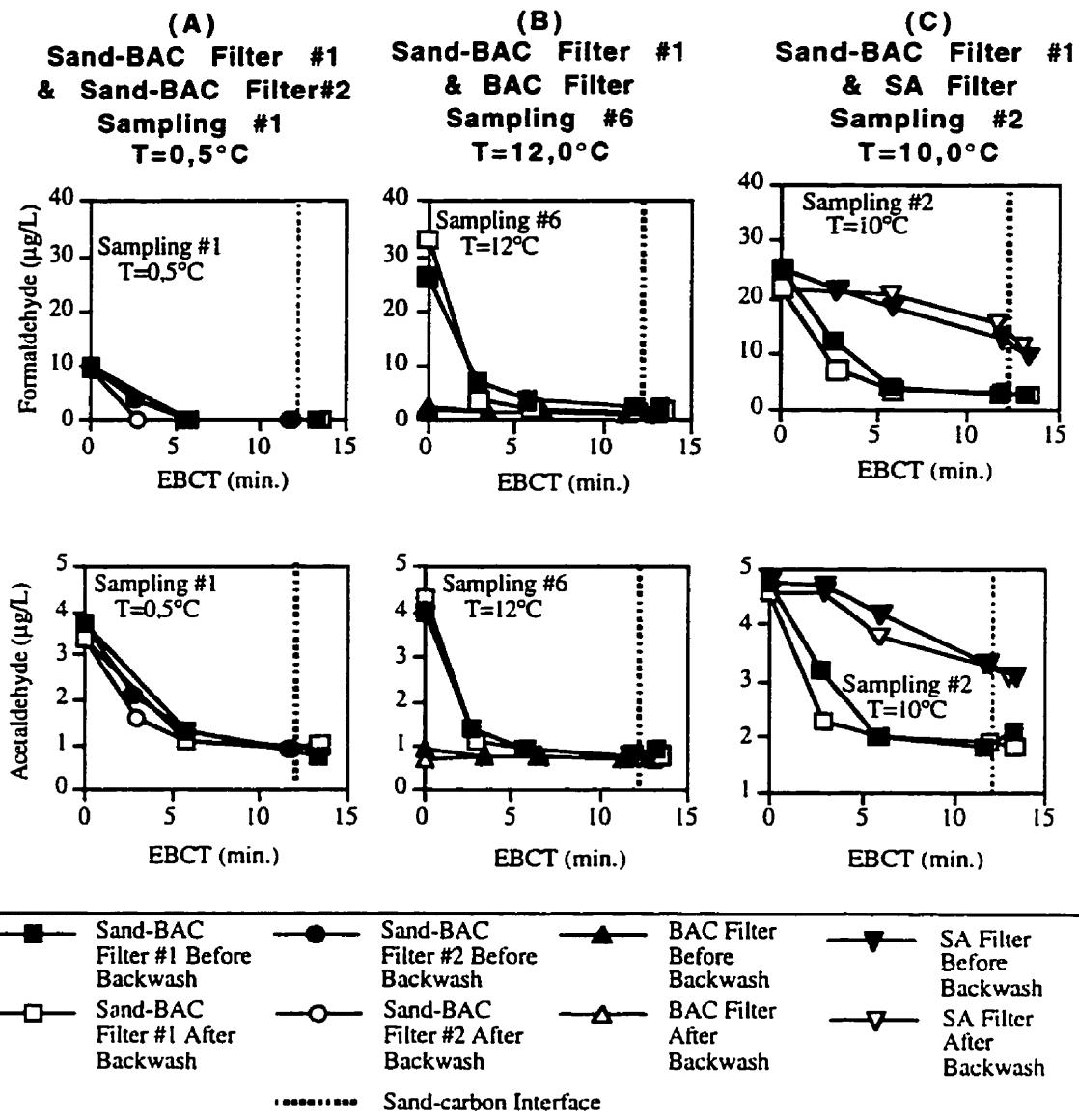


Figure 2.5 Simple aldehyde profiles in first and second stage filters

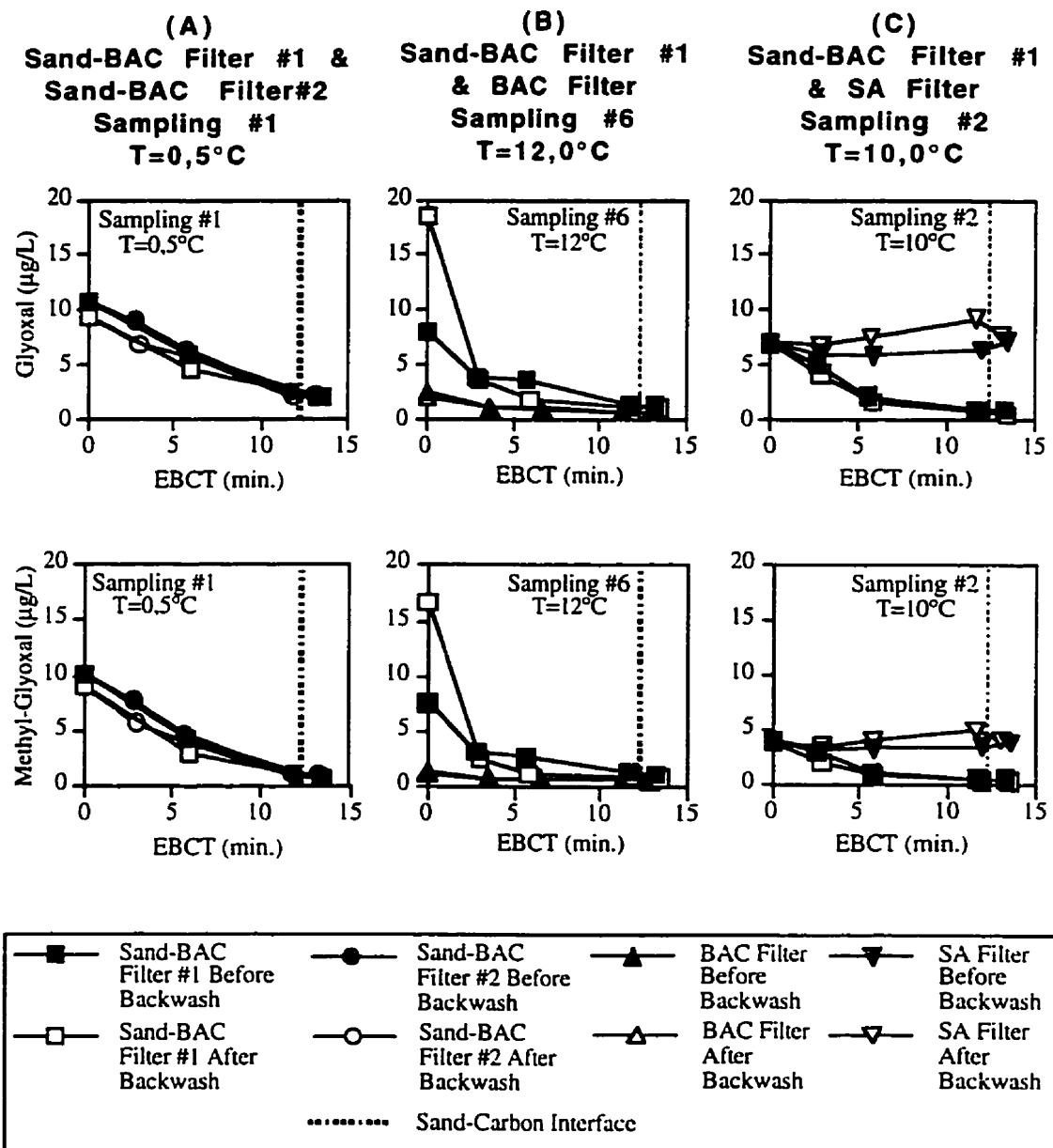


Figure 2.6 Dialdehyde profiles in first and second stage filters

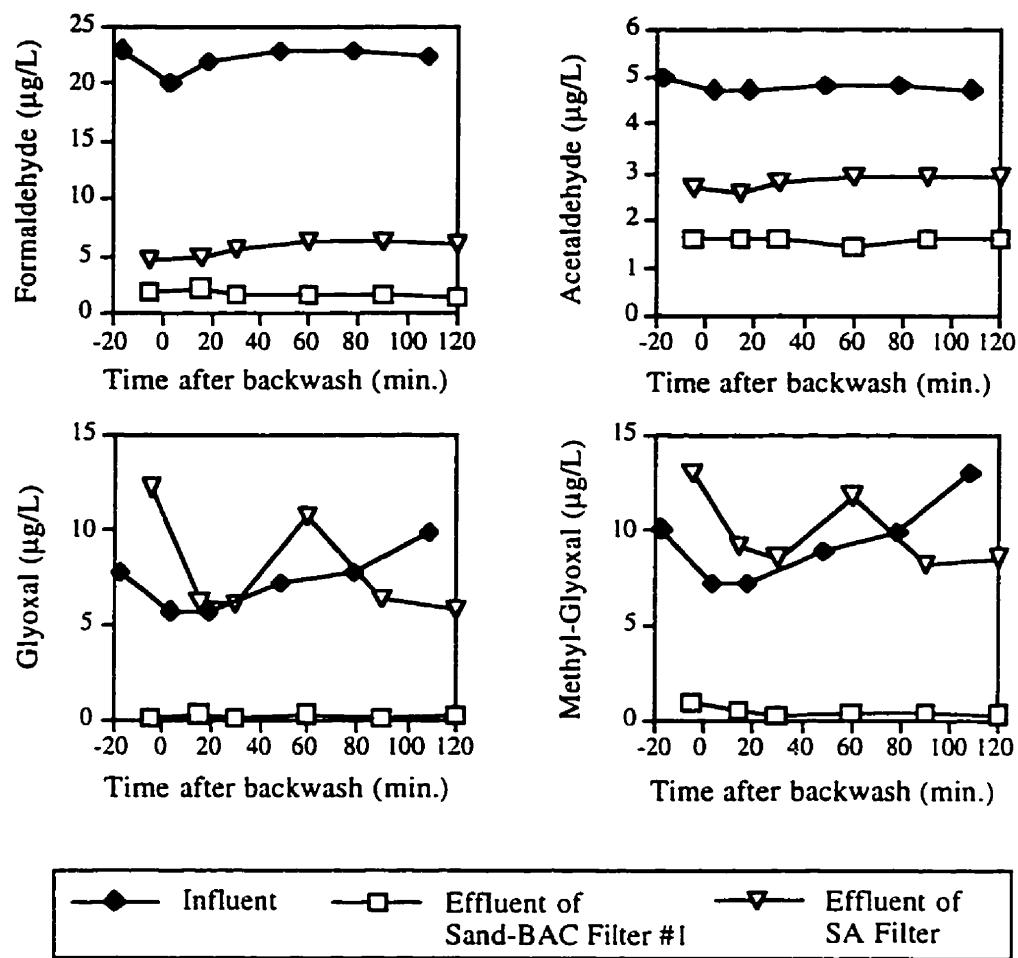


Figure 2.7 Effluent aldehyde concentrations in dual media filters

(Sampling #3; $T = 11.5^\circ\text{C}$)

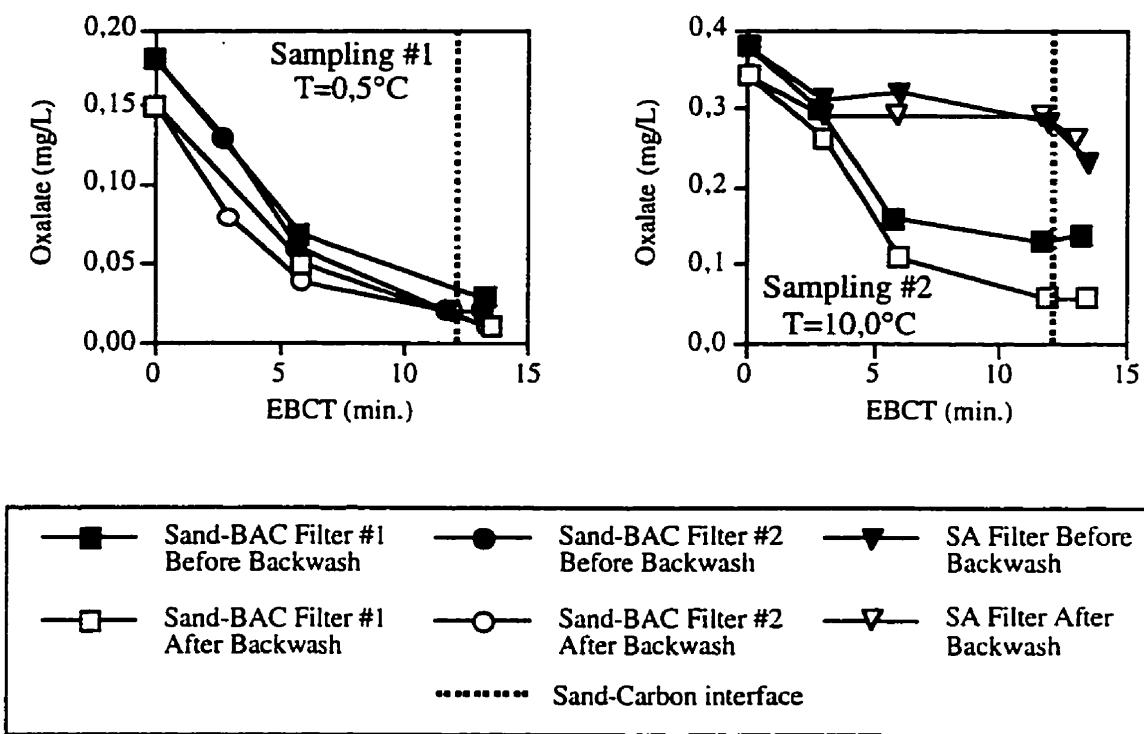


Figure 2.8 Oxalate profiles in first stage dual media filters

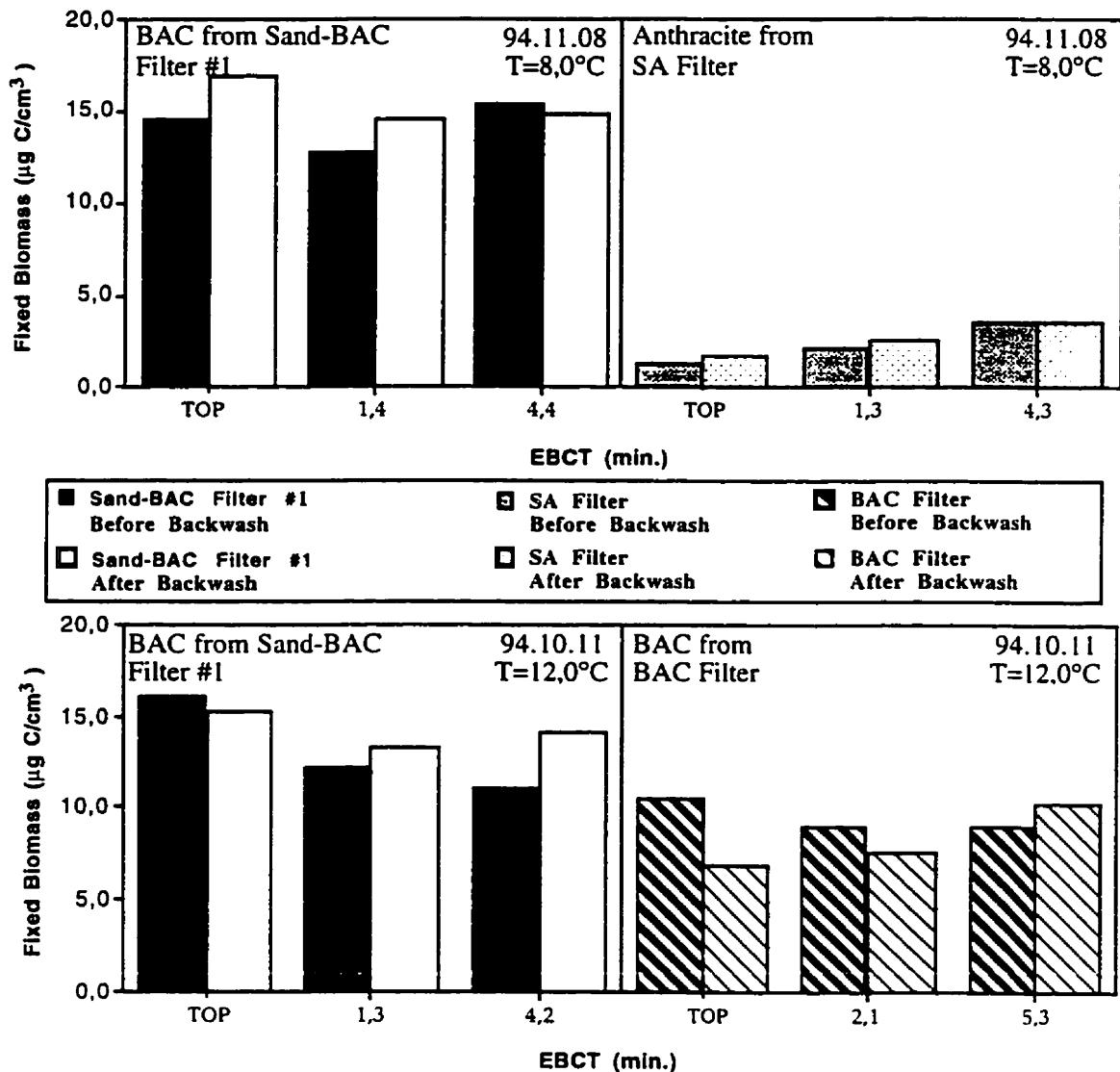


Figure 2.9 Fixed biomass variations with contact time (BAC and anthracite)

CHAPITRE III: INFLUENCE DE FACTEURS CONTRÔLANT L'ENLÈVEMENT DE LA DEMANDE EN CHLORE ET DE PRÉCURSEURS DE SOUS-PRODUITS DE CHLORATION DANS LES FILTRES BIOLOGIQUES

Ce chapitre résume les effets observés du lavage de filtre, de l'accumulation de particules, de la température de l'eau traitée et du matériau filtrant utilisé sur la performance de filtres biologiques. Cette performance est évaluée par la mesure de l'efficacité d'abattement de précurseurs de sous-produits de chloration extractibles à l'hexane, de précurseurs d'acides haloacétiques, de demande en chlore et d'azote ammoniacal de filtres au sable-CAB, au sable-anthracite et au CAB. Il est la copie conforme de l'article scientifique intitulé: Influence de facteurs contrôlant l'enlèvement de la demande en chlore et de précurseurs de sous-produits de chloration dans les filtres biologiques, soumis au Journal of Water Research au mois de novembre 1996. Auteurs: Patrick Niquette, Michèle Prévost, Pierre Lafrance.

3.1 Résumé

Une filière conventionnelle de traitement (coagulation-flocculation, décantation, filtration sur sable-anthracite et une chloration) alimentée par une eau de surface chargée en matière organique est souvent insuffisante pour satisfaire aux normes concernant la concentration de sous-produits de chloration. L'ajout d'une ozonation suite à la décantation et le remplacement de la filtration sur sable-anthracite par une filtration sur Sable-charbon actif biologique constitue une solution pouvant éliminer ces problèmes récurrents. En premier

étage de filtration, la présence de flocs et de particules dans l'affluent d'un filtre au Sable-charbon actif biologique et son lavage fréquent peuvent cependant nuire à son efficacité. En effet, les résultats obtenus ont montré que la présence de flocs et de particules dans un filtre pilote au sable-charbon actif biologique peut nuire à l'enlèvement de certains précurseurs biodégradables tels certains précurseurs d'acides haloacétiques. Le lavage de filtre restaure cependant l'efficacité du filtre. Il a été établi que les précurseurs de chloropicrine ont une cinétique de biodégradation plus rapide que celle du carbone organique dissous. Les précurseurs de chloroforme et de trichloropropanone ont une cinétique de biodégradation comparable à celle de matière organique dissoute. Leur composition est donc aussi diversifiée. Globalement, les résultats montrent les avantages de transformer une filière conventionnelle en filière biologique. En effet, la filtration sur sable-anthracite est inefficace pour l'enlèvement de la demande en chlore, des précurseurs du chloroforme, des précurseurs de chloropicrine et des précurseurs de trichloropropanone.

3.1.1 Mots clés

Eau potable, filtration sur charbon actif biologique, premier étage de filtration, sous-produits de chloration, demande en chlore, effets du lavage de filtre, accumulation de flocs et de particules.

3.2 Extended abstract

The addition of an ozonation step followed by a second stage biological activated carbon (BAC) filtration to a conventional treatment (coagulation-flocculation, settling and sand-anthracite filtration) has been identified as a good mean for controlling chlorination by-product precursors. Lately, the addition of an ozonation step before filtration and the replacement of sand-anthracite filtration by first stage sand-BAC filtration has been proposed as an economical solution when retrofitting treatment plants. The accumulation of flocs and particulate matter accumulation in first stage sand-BAC filters cause some problems of substrate diffusion to the biomass fixed on the BAC.

The main objectives of this study were to verify the impact of flocs/particle accumulation in first stage sand-BAC filters by: 1) studying the effects of filter backwash on the removal of chlorination by-product precursors; 2) comparing the efficiency of sand-BAC filtration with that of first stage sand-anthracite filtration and second stage BAC filtration.

Figure 3.1 shows the flow chart of the pilot facilities used for this study. The raw water, from the Mille-Îles River, was settled in the St. Rose filtration plant (nominal capacity of 110,000 m³/d). This settled water was then pumped to the pilot plant (nominal capacity of 48 m³/d) where it was ozonated in two sequential ozone reactors. The ozonated water stream was then split by open weirs to three filtration trains. Four pilot filters were used: two replicate first stage sand-BAC filters (filter sable-CAB #1 and filter sable-CAB #2), one first stage sand-anthracite filter (filter SA) followed by one second stage BAC filter (filter CAB). Table 1 shows the design and the operational parameters of the filters.

Properties of filter media are described in Table 2. Table 3 shows additional information relevant to sampling.

Analytical monitoring included chlorine demand, dissolved organic carbon (DOC), ammonia, hexane extractable disinfection by-product precursors (HEDBp) and haloacetic acid precursors (HAAp). Table 4 indicates the HEDBp and the HAAp measured. All these parameters were measured on water samples taken at different depths according to empty bed contact time (EBCT).

Results showed that floc and particle accumulation in first stage sand-BAC filters impaired the removal of some chlorination by-product precursors, such as HAAp which are considered to be easily biodegradable. Fortunately, filter backwash restored these removals. Chloropicrin precursors were also identified as being easily removed in biological filters when compared to the biodegradation kinetics of dissolved organic carbon. Chloroform and trichloropropanone precursors were found to be removed as the global pool of dissolved organic carbon.

The replacement of first stage sand-anthracite filter by sand-BAC filter and the addition of an interozonation step could improve the quality of the water produced by the treatment plant. In fact, this study showed that sand-anthracite filtration was not suitable for the removal of chlorine demand, chloroform precursors, chloropicrin precursors and trichloropropanone precursors. Furthermore, the water quality of the effluent of first stage sand-BAC filtration and of BAC filtration was shown to be very similar. However, the coagulation-flocculation step must be enhanced in a manner to prevent the flocs and particulate matter accumulation in first stage sand-BAC filters. Results also showed that

removal by biodegradation of chlorination by-product precursors is limited and should be part of a global strategy including the optimisation of natural organic matter removal by other means (coagulation, settling, membranes).

3.2.1 Key words

Drinking water, biological activated carbon filtration, first stage filtration, chlorination by-products, disinfection by-products, effects of filter backwash, floc and particle accumulation.

3.3 Introduction

Le resserrement des normes concernant la présence de sous-produits de chloration dans l'eau distribuée nécessite la modification des filières conventionnelles de traitement par l'ajout de traitements plus performants au niveau de l'enlèvement des précurseurs de sous-produits de chloration et par l'optimisation de traitements existants. Parmi ces traitements, l'optimisation de la coagulation-flocculation est primordiale. Le recours à l'ozonation permet à la fois de réduire le potentiel de formation de sous-produits et de satisfaire à des besoins de désinfection plus grands (inactivation d'organismes résistants à la chloration). Pour des considérations de stabilité biologique, il est maintenant recommandé de placer l'ozonation en amont de la filtration pour réduire la teneur en carbone organique biodégradable, et par le fait même, le potentiel de recroissance bactérienne en réseau. La combinaison d'une étape d'ozonation et d'une filtration sur charbon actif biologique (CAB) à la suite d'une filière conventionnelle de traitement (coagulation, flocculation,

décantation et filtration sur sable-anthracite) permet aussi de réduire la demande en chlore de l'eau traitée, de stabiliser le résiduel de chlore dans le réseau de distribution et de limiter la formation de sous-produits de désinfection lors de la chloration (Bablon *et al.*, 1991; Shukairy et Summers, 1992; Merlet *et al.*, 1991). Le risque de contamination associé à la distribution d'eau potable oblige les producteurs d'eau à ajouter à l'eau traitée un désinfectant ayant un résiduel rémanent tel le chlore. Ils sont cependant de plus en plus préoccupés par la formation de sous-produits de désinfection qui en résulte.

De plus, afin d'augmenter la qualité de l'eau produite tout en minimisant les coûts de capitalisation et d'exploitation, plusieurs traiteurs d'eau songent à remplacer les filtres au sable ou sable-anthracite présents dans leur filière actuelle de traitement par des filtres au sable-CAB précédés d'une étape d'ozonation (Bablon *et al.* 1987; Prévost *et al.*, 1992b).

3.3.1 Efficacité de la coagulation-flocculation et de la décantation sur l'enlèvement des précurseurs de sous-produits de chloration

Miltner *et al.* (1994) ont noté que la coagulation-flocculation-décantation à des doses d'alun permettant d'atteindre une turbidité résiduelle de 1 UTN à l'eau décantée enlevait respectivement: entre 9 et 57 % des précurseurs de composés organiques halogénés totaux (pTOX); entre 13 et 53 % des précurseurs de trihalométhanes totaux (pTHM); entre 10 et 66 % des précurseurs d'acides haloacétiques totaux (pAHA); entre 22 et 59 % des précurseurs d'hydrate de chloral; entre 25 et 45 % des précurseurs d'haloacétonitriles totaux; entre 34 et 43 % des précurseurs de chloropicrine; et entre 37 et 53 % de la demande en chlore. Cependant, l'optimisation des doses d'alun et du pH de coagulation permettant de meilleurs enlèvements de carbone organique total (COT) ont augmenté ces

enlèvements à des valeurs situées: entre 44 et 73 % pour les pTOX; entre 46 et 74 % pour les pTHM; entre 61 et 79 % pour les pAHA; entre 56 et 72 % pour les précurseurs d'hydrate de chloral; entre 40 et 52 % pour les précurseurs d'haloacétonitriles totaux; entre 44 et 61 % pour les précurseurs de chloropictrine; et entre 50 et 67 % pour la demande en chlore. L'optimisation des conditions de coagulation améliore donc considérablement l'enlèvement des précurseurs de sous-produits de chloration et de la demande en chlore. De plus, Hooper *et al.* (1996) ont remarqué que l'optimisation de l'efficacité de la coagulation-flocculation pour l'enlèvement du COT améliorait la performance et la longévité d'un filtre au charbon actif.

3.3.2 Efficacité de l'ozonation et de la filtration biologique sur les précurseurs de sous-produits de chloration

L'ozonation agit de façon sélective sur les précurseurs de sous-produits de chloration présents dans les eaux naturelles. En effet, Reckhow *et al.* (1992) ont noté que l'ozonation pouvait abaisser les niveaux de pTHM, de précurseurs d'acide trichloroacétique et de précurseurs de dichloroacétonitrile. Ils ont cependant remarqué que l'ozonation affectait peu les concentrations de précurseurs d'acide dichloroacétique et que les concentrations de précurseurs de trichloropropanone augmentaient avec la dose d'ozone appliquée. Doré (1989) a également relevé une diminution des concentrations de précurseurs d'acides haloacétiques lors de l'ozonation de substances humiques qu'il attribue à une attaque électrophile de l'ozone sur des sites aromatiques potentiellement réactifs avec le chlore. L'augmentation des concentrations de précurseurs de trichloropropanone peut aussi s'expliquer par la formation, lors de l'ozonation, de cétones (comme les méthylcétones qui sont précurseurs d'halocétones) moins réactifs avec l'ozone (Doré, 1989).

Reckhow *et al.* (1992) ont également observé qu'un biotraitements placé à la suite d'une ozonation abaissait davantage les concentrations des pTHM, des pAHA, des précurseurs de chloropicrine et des pTOX. Dans le même sens, Miltner *et al.* (1992a) ont remarqué que l'utilisation d'un biotraitements précédé d'une étape d'ozonation réduisait significativement les concentrations des précurseurs de chloropicrine formés par l'ozonation, mais aussi des pTHM, des pTOX et des pAHA. Speitel *et al.* (1993) ont noté que les pAHA semblaient être plus facilement biodégradables que les pTHM. Ils ont également remarqué que l'ozonation améliorait davantage la biodégradation des pAHA que celle des pTHM. Les concentrations d'acides aminés totaux, qui sont des précurseurs de nombreux sous-produits de chloration, peuvent être également réduites par la filtration biologique (Jadas-Hécart, 1989; Berne *et al.*, 1994; Hureiki *et al.*, 1996). Cette différence de biodégradabilité relative entre les pAHA et les pTHM est difficile à expliquer car la formation d'acides haloacétiques et de chloroforme procède par des voies réactionnelles simultanées à partir des précurseurs. Cependant, les composés aliphatiques simples et les composés aromatiques possédant des fonctions oxygénées (C=O, C-O-H et C-O-O-H) sont facilement biodégradables par les bactéries aérobies (Pitter et Chuboda, 1990; Gottshalk, 1986). Il est ainsi possible que la biodégradation des liaisons carbone-oxygène présentes dans la matière organique favorise la réduction des précurseurs possibles d'acides haloacétiques qui possèdent un groupement COOH.

Reckhow *et al.* (1992) ont noté que la filtration directe sur sable-anthracite d'une eau brute préalablement mélangée à de l'alun et à des polymères enlevait environ 50 % des pTHM et 40 % des pAHA. Ils ont attribué cet enlèvement à des phénomènes physico-chimiques. Un filtre au sable-CAB placé en parallèle a produit des abattements supérieurs des mêmes

précurseurs (70 % des pTHM et 65 % des pAHA) et ces enlèvements supplémentaires ont été attribués à son activité biologique plus intense, car ils ont noté que ce filtre enlevait plus de carbone organique assimilable.

3.3.3 Influence de la filtration sur CAB sur certains composés inorganiques influençant la formation de sous-produits de chloration

Parmi les composés inorganiques influençant la formation de sous-produits de chloration, l'azote ammoniacal peut être transformée par nitrification bactérienne en nitrites puis en nitrates dans un filtre au CAB. L'efficacité de cette nitrification varie cependant selon la température de l'eau filtrée, les matériaux filtrants utilisés et leurs caractéristiques. Bablon *et al.* (1988) ainsi que Prévost *et al.* (1992) ont remarqué que l'utilisation d'un charbon actif macroporeux permet de maintenir la nitrification en eaux froides. Ce n'est pas le cas avec un matériau de support bactérien tel que le sable ou qu'un charbon actif microporeux.

Les concentrations en bromure ne sont pas affectées par les traitements biologiques (Speitel *et al.*, 1993; Shukairy *et al.*, 1995). Cependant, l'ozonation précédant une filtration biologique peut transformer les bromures en acide hypobromeux, en bromates et en bromamines (Von Gunten et Hoigné, 1992). Cette transformation peut alors favoriser la formation de chloroforme lors de la chloration au détriment de trihalométhanes bromés (Doré, 1989; Speitel *et al.*, 1993). Par ailleurs, l'enlèvement de carbone organique dissous (COD) et la réduction de la concentration de pTHM lors de la filtration sur CAB en présence de bromures peut favoriser une spéciation des sous-produits de désinfection vers les sous-produits bromés (Shukairy *et al.*, 1992).

3.3.4 Objectifs de l'étude

Les filtres au sable-CAB placés en premier étage de filtration reçoivent un affluent plus chargé en flocs et en particules que les filtres au CAB placés en deuxième étage de filtration. Pour cette raison, il sont lavés plus fréquemment que les filtres en deuxième étage. L'objectif principal de cette étude est d'évaluer l'impact de l'accumulation de flocs et de particules dans les filtres au sable-CAB sur leur capacité d'abattement de la demande en chlore et des précurseurs de sous-produits de chloration. Cet objectif sera examiné en étudiant l'effet du lavage sur l'efficacité du filtre. L'objectif secondaire de cette étude est de comparer l'efficacité d'un filtre au sable-CAB placé en premier étage de filtration à celle d'un filtre au CAB placé en deuxième étage de filtration et à celle d'un filtre au sable-anthracite. Cette évaluation est possible à l'aide d'une comparaison en flux parallèle des profils de concentration des composés mesurés dans les filtres étudiés, dans le but de limiter l'impact de variations de qualité de l'eau brute. L'étude de l'évolution des concentrations des paramètres mesurés en fonction du temps de contact en fût vide (TCFV) permet de caractériser la cinétique d'enlèvement des composés mesurés. En effet, Servais *et al.* (1991) ainsi que Prévost *et al.* (1992) ont noté que le temps de contact en fût vide (TCFV) est le paramètre clé déterminant le niveau d'enlèvement du CODB, de la demande en chlore et des précurseurs de trihalométhanes dans un filtre au CAB.

3.4 Matériel et Méthodes

3.4.1 Montage pilote

La figure 3.1 montre le montage pilote utilisé (capacité nominale de 48 m³/d). Il est fabriqué avec des matériaux inertes: acier inoxydable, Téflon©, Viton© et verre. Situé à l'usine de production d'eau potable Ste-Rose (Laval), il est alimenté par l'eau de la rivière des Mille-Îles (température variant entre 0,1 et 28°C). Cette eau brute a une forte charge organique (COT entre 5,5 et 8,3 mg C/l) et une faible alcalinité (entre 20 et 50 mg/l en CaCO₃). Les concentrations de bromures à l'eau brute sont inférieures à 20 µg/l (limite de détection). La coagulation-flocculation et la décantation de cette eau brute sont effectuées en usine. L'alun est utilisé comme coagulant et sa dose d'application est ajustée de façon à obtenir une eau décantée dont la turbidité est inférieure à 1 UTN. Une partie de cette eau décantée est acheminée vers le montage pilote pour y être ozonée dans deux réacteurs en série. L'ozone est injectée dans le premier réacteur de façon à obtenir une concentration résiduelle de 0,4 mg O₃/l à son effluent et cette concentration est maintenue constante dans le deuxième réacteur. L'eau est ensuite acheminée vers trois filières de traitement: deux filtres au sable-CAB placés en premier étage de filtration et une filière composée d'un filtre au sable-anthracite en premier étage de filtration et d'un filtre au CAB en deuxième étage.

Les filtres étudiés sont exploités sous des conditions hydrauliques semblables. Le tableau 3.1 montre les paramètres de configuration et d'exploitation des filtres pilote. Le TCFV est fixé à environ 12 minutes dans la couche de CAB ou d'anthracite afin de permettre une évaluation comparative. La vitesse de filtration est ajustée à 10 m/h avec une hauteur d'eau

de 1,8 m au-dessus du filtre. Les filtres pilotes sont équipés de charbon actif macroporeux à base de bois (Picabiol H120, taille effective de 1,0 mm) spécialement développé pour maximiser l'attachement bactérien. Le matériau a été prélevé dans les filtres au CAB de l'usine Ste-Rose et a été exploité dans les filtres pilotes plus de cinq mois avant le premier échantillonnage. La turbidité des eaux filtrées était comprise entre 0,05 et 0,1 UTN pendant l'étude. Tous les filtres étaient lavés à fréquence régulière avec de l'eau non-chlorée. Les échantillons sont prélevés 30 minutes avant et une heure après le lavage du filtre à l'étude. Le tableau 3.2 montre les principales caractéristiques des matériaux filtrants utilisés. Le tableau 3.3 indique les principaux paramètres concernant les 8 campagnes d'échantillonnage et d'expérimentations réalisées.

3.4.2 Méthodes Analytiques

Les échantillons prélevés pour les mesures de demande en chlore et de précurseurs de sous-produits de chloration ont été recueillis en duplicité dans des flacons ambrés de 250 ml. Ces flacons et ceux servant à l'analyse des précurseurs de sous-produits de chloration ont été préalablement chlorés pendant 24 h avec une solution de chlore à 100 mg/l puis ils ont été rincés trois fois à l'eau déminéralisée et trois fois à l'eau ultra-pure avant séchage à 100°C. Les demandes en chlore ont été effectuées directement dans ces flacons en appliquant aux échantillons un taux de chloration correspondant à 2 mg/l de chlore par mg/l de COD, celui-ci étant mesuré avant chaque campagne d'échantillonnage, selon la méthode préconisée par Jadas-Hécart (1989). La solution de chlore utilisée pour la chloration a été fabriquée à partir d'une réaction entre du KMnO₄ et du HCl concentré. La teneur de cette solution a été quantifiée par méthode iodométrique (APHA *et al*, 1995). Le volume de chaque échantillon a été ajusté à 200 ml. À des fins de comparaison et pour

éviter tout risque de modification de pH pouvant résulter de la faible minéralisation des eaux, tous les échantillons ont été tamponnés à un pH de 7 (pH semblable à celui de l'eau filtrée) avec un tampon phosphate avant leur chloration et leur incubation a été effectuée à 20°C pendant 168 h. Le résiduel de chlore a été mesuré au cours du temps après 4 h, 24 h et 168 h d'incubation par la méthode colorimétrique à la N,N-diéthyl-para-phénylènediamine (APHA *et al.*, 1995). La précision de cette méthode a été évaluée à $\pm 0,02$ mg Cl₂/l.

Les sous-échantillons servant à l'analyse des précurseurs de sous-produits de chloration, soit les sous-produits de désinfection extractibles à l'hexane (SPDEH) et les acides haloacétiques ont été prélevés directement à partir des échantillons utilisés pour la mesure de la demande en chlore immédiatement après leur chloration. Ces sous-échantillons ont été incubés pendant 168 heures à une température de 20°C dans des flacons de 40 ml, puis le chlore résiduel a été neutralisé avec du sulfate d'ammonium. Les concentrations de SPDEH ont été ensuite quantifiées en utilisant la méthode d'extraction liquide-liquide à l'hexane, tel que décrite par Koch *et al.* (1988), suivie d'une détection par chromatographie en phase gazeuse. En plus des trihalométhanes, cette méthode permet la quantification des haloacétonitriles, des halocétones et de la chloropicrine. Les concentrations d'acides haloacétiques ont été déterminées par la méthode de dérivation au méthanol acide décrite par Xie *et al.* (1993) suivie d'une analyse par chromatographie en phase gazeuse. Cette méthode consiste en une extraction liquide-liquide au méthyle-t-butyle éther suivie d'une estérification au méthanol à pH acide. L'appareil de chromatographie en phase gazeuse utilisé est du modèle HP5890 (Hewlett Packard, Californie) et il possède un détecteur à capture d'électrons. Il est muni d'une colonne capillaire non polaire HP5 de 30 m x 0,25 mm x 0,25 μ m (# 19091Z-433). L'extraction

des SPDEH a été faite immédiatement après la déchloration et l'extraction des acides haloacétiques a été effectuée 48 heures plus tard afin de permettre le conditionnement de la colonne capillaire entre les deux séries d'échantillons. Cette priorité d'extraction a été déterminée suite à des essais de stabilité de ces sous-produits de chloration. En effet, en absence de chlore, le trichloropropanone peut se transformer en chloroforme en présence d'ions hydroxyles (même à un pH de 7) tandis que la transformation d'acide dichloroacétique en acide trichloroacétique nécessite la présence de chlore (Doré, 1989).

La verrerie utilisée lors de l'extraction des sous-produits de chloration a été préalablement nettoyée au savon, à l'eau du robinet, à l'eau déminéralisée, au HCl 25% et à l'eau ultra-pure. Le Tableau 3.4 montre les différents sous-produits de chloration mesurés et leur limite de détection expérimentale.

La verrerie et les filtres utilisés pour les analyses de COD ont été soumis à une température de 500°C pendant 4 heures après leur nettoyage. Les concentrations COD ont été mesurées à l'aide d'un COT-mètre Dohrmann DC-180 qui utilise une oxydation au persulfate catalysée par des rayons U.V. Les échantillons ont été préalablement filtrés sur des filtres en borosilicate ayant une porosité de 0,7 µm pour enlever la fraction particulaire du carbone organique et les protozoaires présents. La précision de la mesure du COD est de 0,05 mg C/l.

Les échantillons servant à la mesure de l'azote ammoniacal ont été recueillis dans des flacons préalablement lavés au détergent, à l'eau du robinet, à l'acide chlorhydrique à 25%, à l'eau déminéralisée et à l'eau ultra-pure. Les concentrations d'azote ammoniacal ont été évaluées par la méthode colorimétrique au bleu d'indophénol (AFNOR, 1990).

Cette méthode a une bonne précision ($\pm 3 \mu\text{g/l}$) pour de faibles concentrations (concentrations $\geq 5 \mu\text{g/l}$).

3.5 Résultats

Les figures sont présentées de façon à permettre la comparaison entre les profils de concentration dans les filtres au sable-CAB (filtres au sable-CAB #1 et sable-CAB #2), le filtre au sable-anthracite (filtre au SA) et le filtre au CAB. Ces profils de concentration ont été mesurés avant et après le lavage du filtre considéré afin d'évaluer l'effet du lavage sur l'efficacité du filtre. Sur ces figures, les lignes en pointillé représentent l'interface sable/charbon dans les filtres bicouches. Les résultats montrés sont représentatifs des 8 campagnes d'échantillonnages effectuées.

3.5.1 Carbone organique dissous

La figure 3.2 montre les concentrations de carbone organique dissous mesurées dans les différents filtres étudiés. Cette figure montre que l'enlèvement de COD est amélioré après le lavage des filtres biologiques.

3.5.2 Demande en chlore

La figure 3.3 montre les valeurs de demande en chlore à court terme (mesurée 4 heures après la chloration des échantillons) de l'eau circulant dans les filtres étudiés. La figure 3.3

montre que, en moyenne, la demande en chlore à court terme est enlevée avec un taux moyen de 0,22 mg/(l'min.) dans les 6 premières minutes de TCFV dans les filtres au sable-CAB en eaux tièdes (températures de 10°C et 12°C). Ce taux d'enlèvement diminue à 0,11 mg/(l'min.) pour un TCFV plus élevé. Le taux d'enlèvement de la demande en chlore à court terme dans la couche de sable sous-jacente aux filtres au sable-CAB est également de 0,11 mg/(l'min.). En eaux froides (0,5 °C), le taux d'enlèvement de demande en chlore à court terme dans les filtres au sable-CAB est de 0,10 mg/(l'min.) pour les 3 premières minutes de TCFV et descend à 0,07 mg/(l'min.) dans le reste du filtre en incluant la couche de sable. Les profils de demande en chlore observés dans les deux filtres au sable-CAB sont presque superposables.

La figure 3.3 montre également que la demande en chlore à court terme de l'effluent du filtre au sable-CAB s'approche de celle de l'effluent du filtre au CAB placé en deuxième étage de filtration. Le taux d'enlèvement de la demande en chlore à court terme en surface du filtre au CAB (0,19 mg/(l'min.)) est inférieur à celui mesuré en surface du filtre au sable-CAB. Les taux d'enlèvement en profondeur sont cependant semblables. Par ailleurs, le filtre au SA enlève globalement peu de demande en chlore à court terme (0,13 mg/l entre l'affluent et l'effluent). Le taux d'enlèvement de la demande en chlore à court terme en surface du filtre au SA (TCFV de 6 min.) est de 0,04 mg/(l'min.) Ce taux est réduit à 0,02 mg/(l'min.) dans le reste du filtre au SA en incluant la couche de sable. Il faut noter que le lavage a peu d'effet sur l'enlèvement de la demande en chlore à court terme pour tous les filtres étudiés.

La figure 3.4 présente les profils de demande en chlore à moyen terme (mesurée 24 heures après la chloration des échantillons) de l'eau circulant dans les filtres étudiés. On y observe les mêmes tendances que pour l'enlèvement de la demande en chlore à court terme.

La figure 3.5 montre les profils de demande en chlore à long terme (mesurée 168 heures après la chloration des échantillons) de l'eau circulant dans les filtres étudiés. Cette figure montre des tendances semblables à celles observées précédemment pour les demandes en chlore à court et moyen terme (figures 3.3 et 3.4). On note également que les profils dans le filtre au sable-CAB placé en premier étage de filtration et le filtre au CAB placé en deuxième étage sont presque parallèles mais que la demande en chlore de l'effluent du filtre au CAB en deuxième étage est un peu plus faible (différence de 0,20 mg/l). Il faut cependant noter que la demande en chlore de l'affluent du filtre CAB est plus faible (différence de 0,57 mg/l). Ainsi, le filtre au sable-CAB enlève une demande en chlore à long terme supérieure en valeur absolue (1,84 mg/l) à celle enlevée par la filtration sur CAB en deuxième étage (1,47 mg/l). La figure 3.5 permet aussi de remarquer que le lavage du filtre au sable-CAB améliore légèrement son enlèvement de la demande en chlore à long terme, surtout en surface du filtre et à une température de 10°C.

3.5.3 Précurseurs de trihalométhanes

Parmi tous les SPDEH analysés, les concentrations de précurseurs de chloroforme sont de loin les plus élevées. La figure 3.6 montre l'enlèvement des précurseurs de chloroforme dans les filtres étudiés. On y remarque que le lavage de filtre a pour effet de réduire l'efficacité des filtres bicouches placés en premier étage en eaux tièdes. De fait, le lavage

du filtre au SA provoque même une augmentation des concentrations de précurseurs de chloroforme à son effluent. En eaux froides, l'efficacité des filtres au sable-CAB est moins affectée par le lavage de filtre. Cependant, l'efficacité du filtre au CAB placé en deuxième étage n'est pas affectée par le lavage. Il faut cependant noter que l'efficacité du filtre au sable-CAB #1 avant son lavage est nettement supérieure à celle du filtre au CAB placé en deuxième étage et que le lavage du filtre au sable-CAB rend son efficacité semblable à celle du filtre au CAB.

Les rapports de concentration précurseurs de chloroforme/COD sont demeurés constants à travers tous les filtres étudiés sauf lors de l'échantillonnage #6 où ce rapport a diminué de près de 50 % (de 0,041 mg de précurseurs de chloroforme/mg de COD à 0,021 mg de précurseurs de chloroforme/mg de COD après 6 min. de TCFV) dans le filtre au sable-CAB #1 avant son lavage. Le lavage de ce filtre a cependant éliminé cet enlèvement singulier.

Toutes les concentrations de précurseurs de sous-produits de chloration bromés mesurées étaient très faibles (concentrations toujours inférieures à 8 µg/l). Ceci résulte du fait que la présence de bromures dans l'eau étudiée est non détectable. De plus, peu de variations significatives dans les faibles concentrations mesurées de précurseurs de sous-produits de chloration bromés ont été observées en conséquence aucun graphique n'est rapporté.

3.5.4 Précurseurs de chloropicrine

La figure 3.7 présente les profils de précurseurs chloropicrine dans les filtres étudiés. Cette figure suggère qu'aucun enlèvement de précurseurs de chloropicrine n'est effectué

dans le filtre au SA. Cette figure montre aussi que l'enlèvement de ces précurseurs par la filtration sur sable-CAB est très efficace. De plus, contrairement à la couche de sable présente dans un filtre au SA, la couche de sable d'un filtre au sable-CAB contribue à l'enlèvement des précurseurs de chloropicrine. Cette figure montre qu'il est possible d'obtenir à l'effluent du filtre au sable-CAB une concentration de précurseurs de chloropicrine semblable à celle de l'effluent du filtre au CAB placé en deuxième étage. Le lavage de filtre a peu d'influence sur l'enlèvement des précurseurs de chloropicrine.

Les résultats obtenus ont montré que le rapport de concentration précurseurs de chloropicrine/COD est réduit de 50 % par la filtration sur sable-CAB et par la filtration sur CAB (de 0,0016 mg de précurseurs de chloropicrine/mg de COD à 0,0008 mg de précurseurs de chloropicrine/mg COD pour tous les échantillonnages considérés). La filtration sur SA n'influence pas ce rapport.

3.5.5 Précurseurs d'halocétones

La figure 3.8 montre les profils de précurseurs de trichloropropanone dans les filtres étudiés. Cette figure montre également que la filtration sur sable-CAB et la filtration sur CAB en deuxième étage ont une qualité d'effluent semblables en terme de concentration de précurseurs de trichloropropanone. Le lavage ne semble pas influencer l'efficacité des filtres.

Les résultats obtenus ont montré que le rapport de concentration précurseurs de trichloropropanone/COD n'était pas significativement influencé par les filtres étudiés

(ratios constants à des valeurs près de 0,040 mg de précurseurs de trichloropropanone/mg de COD).

3.5.6 Précurseurs d'acides haloacétiques

La figure 3.9 présente les profils de précurseurs d'acide dichloroacétique dans les filtres étudiés. Cette figure montre que la filtration sur sable-CAB est plus efficace que la filtration sur SA pour l'enlèvement des précurseurs d'acide dichloroacétique et que ceux-ci sont surtout enlevés dans les premières minutes de TCFV des filtres au sable-CAB. Les deux étages de filtration (filtre au SA suivi du filtre au CAB) enlèvent un peu plus de précurseurs (environ 4 µg/l) que la filtration sur sable-CAB seule. Le lavage de filtre n'a pas d'effet sur les enlèvements de ces précurseurs.

La figure 3.10 expose les variations de concentration des précurseurs d'acide trichloroacétique dans les différents filtres. Cette figure montre que les filtres bicouches (filtre au sable-CAB et filtre au SA) ont des profils d'enlèvement d'acide trichloroacétique semblables et que leur lavage peut améliorer de beaucoup leur capacité d'enlèvement en surface. Le filtre au sable-CAB produit une eau ayant une concentration de précurseurs d'acide dichloroacétique égale ou même inférieure à celle mesurée à l'effluent du filtre au CAB en deuxième étage.

Les résultats obtenus ont montré que le rapport de concentration précurseurs d'acides haloacétiques/COD de l'eau traitée ne variait pas significativement dans un filtre au SA. Ce rapport était cependant réduit de 0 à 28 % par la filtration sur sable CAB ou la filtration sur

CAB (ratios entre 0,020 mg de précurseurs /mg de COD et 0,014 mg de précurseurs/mg COD).

3.5.7 Azote ammoniacal

La figure 3.11 expose les profils d'azote ammoniacal dans les filtres étudiés. Cette figure montre que le filtre au SA n'enlève pratiquement pas d'azote ammoniacal. Elle montre également que l'azote ammoniacal est oxydé en quelques minutes de TCFV en eaux tièdes dans le filtre au sable-CAB et dans le filtre au CAB. En eaux froides, l'enlèvement de l'azote ammoniacal par le filtre au sable-CAB est difficile et le lavage de filtre améliore cet enlèvement.

3.6 Discussion

3.6.1 Influence de la capacité de biodégradation

La mesure du COD permet de quantifier la charge de matière organique dissoute présente dans l'eau traitée incluant les précurseurs de sous-produits de chloration. Lorsque le rapport précurseurs/COD ne varie pas au cours d'un traitement, c'est que les précurseurs considérés sont enlevé de façon proportionnelle au COD. De plus, comme l'enlèvement de COD dans les filtres étudiés est effectué principalement par biodégradation (les enlèvements de carbone organique dissous biodégradables (CODB) mesurés correspondaient à ceux du COD), le rapport précurseurs/COD est un bon indicateur de la

cinétique de biodégradation relative des précurseurs par rapport au pool de la matière organique dissoute.

Les précurseurs de chloroforme et de trichloropropanone, dont le rapport précurseurs/COD est stable dans un filtre biologique, ont donc une cinétique moyenne de biodégradation représentative des autres composés formant le COD. La composition de ces précurseurs est fort probablement très diversifiée. Cependant, les précurseurs de chloropicrine et certains pAHA, dont le rapport précurseurs/COD diminue dans un filtre biologique, ont une cinétique de biodégradation plus rapide que l'ensemble du pool de composés formant le COD. Ces observations sont appuyées par celles de Speitel *et al.* (1993) et Reckhow *et al.* (1992) qui ont observé que les pAHA étaient facilement biodégradables.

Les résultats ont montré que le taux d'enlèvement de la demande en chlore en surface des filtres au sable-CAB placés en premier étage de filtration était légèrement supérieur à celui présent dans la surface du filtre au CAB en deuxième étage. Les filtres au sable-CAB peuvent aussi abaisser la demande en chlore de leur effluent au même niveau avec celui de l'effluent du filtre au CAB.

Les différences de cinétique d'enlèvement de la demande en chlore à court terme dans les filtres peuvent être associées à des différences de densité de biomasse dans ces matériaux filtrants. Pour prendre en compte l'influence de la biomasse bactérienne sur l'abattement de la demande en chlore, on doit donc tenir compte des densités de biomasses hétérotrophes mais aussi autotrophes car l'abattement de la demande en chlore est également relié à la nitrification et à l'oxydation du CODB.

La participation de l'azote ammoniacal à la demande en chlore à court terme est particulièrement importante en raison de sa forte consommation de chlore (7,6 mg de Cl₂ par mg de N-NH₃). Malheureusement, nous ne disposons pas de mesure de densité de la biomasse nitrifiante pour ces filtres.

L'enlèvement de l'azote ammoniacal par nitrification dans les filtres biologiques permet la réduction des concentrations de sous-produits de désinfection dans l'eau chlorée à l'usine en diminuant les doses de chlore appliquée nécessaires à l'obtention d'un résiduel de chlore libre. Par ailleurs, l'abattement du CODB permet un enlèvement non négligeable de la demande en chlore. Ainsi, Prévost (1991) a démontré que sur une eau naturelle, la réactivité du CODB variait de 0,80 à 2,32 mg de chlore/mg de CODB alors que la réactivité du carbone organique réfractaire (COR) était de 0,4 mg de chlore/mg de COR. Niquette *et al.* (1996) ont montré que la densité de bactéries fixées hétérotrophes est supérieure (14 µg C/cm³ en moyenne) dans le filtre au sable-CAB à celle observée dans le filtre au CAB (9 µg C/cm³ en moyenne).

3.6.2 Influence du lavage de filtre

Les lavages de filtres influencent l'enlèvement du COD (figure 3.2) et de certains précurseurs étudiés. Le lavage des filtres placés en premier étage de filtration élimine les flocs et les particules qui s'accumulent au cours d'un cycle, tel qu'en témoigne l'évolution des pertes de charges (tableau 3.1). Deux phénomènes peuvent se produire dans cette situation: 1) l'accumulation de flocs provenant de l'étape de décantation constitue une matrice pouvant adsorber certains précurseurs dont la nature est propice à l'adsorption; 2)

l'élimination des flocs et particules constituant une barrière de diffusion entre le biofilm fixé aux grains de charbon et les composés biodégradables (CODB et azote ammoniacal) (Niquette *et al.*, 1996).

Il est possible qu'à la fin d'un cycle de filtration, les filtres bicouches en premier étage aient accumulé assez de particules et de flocs pour permettre une adsorption significative de certains précurseurs. Dans ce sens, la figure 3.6 montre que l'enlèvement de précurseurs de chloroforme est plus grand en fin de cycle de filtration, c'est à dire lorsque l'accumulation de flocs dans les filtres au sable-CAB est maximale avant leur lavage. La présence de flocs à la fin du cycle d'un filtre placé en premier étage peut quelquefois améliorer l'enlèvement par voie physico-chimique de certains pTHM. Les résultats ont toutefois montré que la présence de flocs et de particules pouvait nuire à la l'enlèvement de composés plus facilement biodégradables tels les précurseurs d'acide trichloroacétique (figure 3.10).

3.6.3 Influence du matériau filtrant

Les résultats obtenus permettent de comparer l'efficacité relative du sable, de l'anthracite et du CAB pour la biodégradation des précurseurs de sous-produits de chloration. Les résultats suggèrent que l'utilisation de l'anthracite n'est pas souhaitable pour réduire les concentrations de sous-produits de chloration. En effet, la filtration sur SA enlève peu de demande en chlore, de précurseurs de chloroforme, de précurseurs de chloropicrine et de précurseurs de trichloropropanone. La filtration sur SA peut même augmenter la concentration de chloroforme et de trichloropropanone formés. À l'opposé, l'utilisation de CAB permet d'accroître l'enlèvement de tous les précurseurs de sous-produits de

chloration considérés. Certains précurseurs facilement biodégradables peuvent cependant être enlevés par l'anthracite comme les précurseurs d'acide trichloroacétiques qui sont enlevés presque aussi bien que dans le CAB. Cette observation concorde avec l'enlèvement des monoaldéhydes, qui sont très facilement biodégradables, dans des filtres au sable-anthracite alors que les dialdéhydes, plus difficilement biodégradables, ne sont enlevés efficacement que dans du charbon actif (Niquette *et al.*, 1996). Cette différence est attribuée au fait que l'anthracite supporte moins de biomasse que le CAB (Miltner *et al.*, 1992b; Wang *et al.*, 1995; Niquette *et al.*, 1996).

Durant cette étude, les lavages étaient effectués avec de l'eau non chlorée. Certaines différences au niveau de la densité de la biomasse fixée sur divers matériaux (anthracite, sable, CAB macroporeux et CAB microporeux) peuvent survenir dans le cas où les eaux de lavage sont chlorées (Servais *et al.*, 1992a; Prévost *et al.* 1990; Miltner *et al.*, 1992b) car le CAB réduit le chlore et limite son effet sur la biomasse fixée. Dans le cas de cette étude, l'impact de lavage n'était pas attribuable à la présence de chlore et il est possible de tirer des conclusions claires sur la capacité de biodégradation spécifique aux matériaux étudiés.

La présence d'une couche de sable sous un filtre au CAB placé en premier étage de filtration permet de prévenir une percée de turbidité à l'effluent lorsque les pertes de charges dans le CAB sont élevées. Les résultats obtenus montrent que, contrairement à la couche de sable placée sous de l'anthracite, la couche de sable placée sous le CAB contribue à l'enlèvement de la demande en chlore et de la chloropicrine. On note même que la cinétique d'enlèvement dans cette couche s'apparente à celle mesurée dans la couche de CAB se trouvant au-dessus. La couche de sable placée sous le CAB est donc sûrement

ensemencée par les bactéries libérées par le CAB car ces enlèvements ne sont pas observés dans la couche de sable du filtre au SA.

3.6.4 Influence du nombre d'étages de filtration

L'efficacité des filtres au sable-CAB placés en premier étage de filtration s'est révélée semblable à celle du filtre au CAB placé en deuxième étage de filtration sauf pour l'enlèvement de la demande en chlore à long terme (168 h) et des précurseurs d'acide dichloroacétique. En effet, en examinant les figures 3.5 et 3.9, on constate que les profils de demande en chlore à long terme (168 h) et des précurseurs d'acide dichloroacétique dans les deux filtres biologiques sont semblables mais que la qualité des deux effluents n'est pas équivalente. La combinaison de deux étapes de filtration peut donc augmenter l'élimination de certains composés, tels les précurseurs d'acide dichloroacétique. Il faut souligner que le TCFV fourni par cette filière est le double (13,2 min. de filtration sur SA suivie de 12 min. de filtration sur CAB) de celui disponible dans un filtre au sable-CAB en premier étage de filtration (13,2 minutes). Il faut cependant noter que l'enlèvement de ces composés par la filtration sur SA est difficile et nécessite un long TCFV (figures 3.5 et 3.9). De plus, la majeure partie de la demande en chlore et des précurseurs d'acide dichloroacétique est enlevée rapidement en surface des filtres au CAB en deuxième étage et sable-CAB en premier étage (moins de 4 minutes de TCFV) le reste étant enlevé proportionnellement au TCFV. Seul un TCFV prolongé dans un filtre biologique réduit la portion de la demande en chlore exercée par des composés plus lentement réactifs.

3.7 Conclusion

La qualité de l'eau produite par la filtration sur sable-CAB placée en premier étage de filtration est équivalente à celle d'une filière biologique en deux étages. En effet, la filtration sur sable-CAB a comme avantage de réduire le potentiel de formation de sous-produits de chloration de l'eau filtrée de plusieurs façons:

- 1) par biodégradation des précurseurs;
- 2) par nitrification de l'azote ammoniacal permettant ainsi d'abaisser la demande en chlore à court terme de l'eau traitée et de réduire le potentiel de formation de sous-produits de chloration;
- 3) par adsorption sur les flocs accumulés dans les filtres au sable-CAB placés en premier étage améliorant ainsi l'enlèvement de certains précurseurs sensibles à l'adsorption comme les précurseurs de chloroforme.

La présence de flocs et de particules peut toutefois nuire à la biodégradation de composés organiques dans les filtres au sable-CAB. Cette observation souligne que l'optimisation de l'enlèvement des précurseurs de sous-produits de désinfection est d'abord liée à l'optimisation du procédé de coagulation-flocculation. Cette optimisation permet d'abord d'abaisser les concentrations en précurseurs de sous-produits dans l'eau acheminée vers l'ozonation et la filtration biologique. Ensuite, la production d'une eau décantée à faible turbidité permet d'espacer les lavages et de limiter la durée de la période de filtration pendant laquelle le filtre est rempli de particules et de flocs.

En effet, si ces deux procédés sont optimisés de façon adéquate, la coagulation-flocculation suivie d'une décantation enlèvera au maximum les précurseurs facilement adsorbables et

limitera la charge de flocs dans l'eau alimentant les filtres au sable-CAB. Celui-ci aura donc une capacité de biodégradation supérieure tout au long son cycle de filtration, car la diffusion des précurseurs biodégradables ne sera pas diminuée par l'accumulation excessive de flocs sur les grains de charbon.

3.8 Remerciements

Cette étude a été subventionné par la Chaire industrielle en eau potable appuyée par le Conseil en sciences naturelles et en Génie du Canada, soit, la Ville de Montréal, la Ville de Laval, John Meunier Inc., la Compagnie Générale des Eaux et Vallée-Lefebvre et Associés. Les auteurs remercient le personnel de la Chaire et les étudiants qui ont participé à cette étude, spécialement Julie Philibert, Catherine Poirier, Denis Allard, Robert McLean et Daniel Thibault. Ils tiennent également à témoigner leur gratitude au personnel du laboratoire d'expertise de la Ville de Laval ainsi qu'au personnel de l'usine de production d'eau potable Ste-Rose pour leur aimable collaboration.

Tableau 3.1 Paramètres de configuration et d'exploitation des filtres pilotes

Design and operational parameters of the pilot filters

Paramètre d'opération	Filtre Sable-CAB #1	Filtre Sable-CAB #2	Filtre SA	Filtre CAB
Submergeance des filtres	1,80 m	1,80 m	1,80 m	1,80 m
Vitesse de filtration	10,0 m/h	10,0 m/h	10,0 m/h	10,0 m/h
Profondeur de charbon actif	2,00 m	2,00 m	N/A	2,00 m
Profondeur d'anthracite	N/A	N/A	2,00 m	N/A
Profondeur de sable	0,20 m	0,20 m	0,20 m	N/A
Pertes de charge moyenne avant lavage	1300 mm	1200 mm	1000 mm	500 mm
Pertes de charge moyenne après lavage	650 mm	600 mm	600 mm	450 mm
Durée des cycles de filtration	36 h et 48 h			
Expansion du sable pendant le lavage	20%	20%	20%	20%
Expansion du charbon pendant le lavage	40%	40%	40%	40%
Séquence de lavage				
Brassage à l'air (2 min.)	24 m ³ /h/m ²	24 m ³ /h/m ²	24 m ³ /h/m ²	18 m ³ /h/m ²
Taux de brassage à l'air (30 s)	25 m/h	25 m/h	75 m/h	25 m/h
Taux de lavage à fort débit (30 s)	30 m/h	30 m/h	80 m/h	N/A
Taux de lavage régulier (15 min.)	25 m/h	25 m/h	55 m/h	25 m/h

Tableau 3.2 Caractéristiques des matériaux filtrants

Properties of filter media

Caractéristiques du matériau filtrant	Sable	CAB	Anthracite
Taille effective	0,5 mm	1,0 mm	1,1 mm
Coefficient d'uniformité	1,5 mm	1,7 mm	1,5 mm
Densité sèche	1,44 g/cm ³	0,20 g/cm ³	0,92 g/cm ³

Tableau 3.3 Informations recueillies lors des échantillonnages

Sampling information

Campagnes d'échantillonnage	94.03.29	94.05.10	94.05.24	94.06.28
Date d'échantillonnage	94.03.29	94.05.10	94.05.24	94.06.28
Filtres échantillonés	Filtres Sable-CAB	Filtres Sable-CAB #1 et SA	Filtres Sable-CAB #1 et SA	Filtres Sable-CAB
Type de prélèvement	Profils de concentrations	Profils de concentrations	Affluent & Effluent	Affluent & Effluent
Température de l'eau	0,5 °C	10,0 °C	11,5 °C	20,5 °C
Turbidité de l'eau décantée	0,80 UTN	0,52 UTN	0,42 UTN	0,39 UTN
Dose totale d'ozone appliquée	1,3 mg/l	2,2 mg/l	1,9 mg/l	3,7 mg/l
Dose totale d'ozone/COD	0,4 mg/mg COD	0,7 mg/mg COD	0,6 mg/mg COD	1,0 mg/mg COD
Campagnes d'échantillonnage	5	6	7	8
Date d'échantillonnage	94.09.14	94.10.05	94.10.19	94.11.02
Filtres échantillonés	Filtres Sable-CAB	Filtres Sable-CAB #1 et CAB	Filtres Sable-CAB	Filtre Sable-CAB #1
Type de prélèvement	Profils de concentrations	Profils de concentrations	Affluent & Effluent	Profils de concentrations
Température de l'eau	16,5 °C	12,0 °C	10,0 °C	14,0 °C
Turbidité de l'eau décantée	0,37 UTN	0,30 UTN	0,31 UTN	0,35 UTN
Dose totale d'ozone appliquée	2,8 mg/l	2,0 mg/l	2,0 mg/l	1,9 mg/l
Dose totale d'ozone/COD	0,8 mg/mg COD	0,6 mg/mg COD	0,6 mg/mg COD	0,6 mg/mg COD

Tableau 3.4 Sous-produits de chloration analysés

Chlorination by-products measured

Sous-produits de désinfection extractibles à l'hexane analysés	Formule chimique	Limites de détection expérimentales
Chloroforme	CHCl_3	1,3 ug/l
Bromodichlorométhane	CHBrCl_2	0,05 ug/l
Dibromochlorométhane	CHBr_2Cl	0,04 ug/l
Bromoforme	CHBr_3	0,04 ug/l
Chloropicrine	CCl_3NO_2	0,08 ug/l
Dibromoacétonitrile	CHBr_2CN	0,05 ug/l
Dichloroacétonitrile	CHCl_2CN	0,05 ug/l
Trichloroacétonitrile	CCl_3CN	0,4 ug/l
1,1-Dichloropropanone	$\text{CH}_3\text{COCHCl}_2$	0,07 ug/l
1,1,1-Trichloropropanone	$\text{CH}_3\text{COCCl}_3$	0,05 ug/l
Acides haloacétiques		
Acide monochloroacétique	CH_2ClCOOH	1,8 ug/l
Acide dichloroacétique	CHCl_2COOH	0,9 ug/l
Acide trichloroacétique	CCl_3COOH	1,4 ug/l
Acide monobromoacétique	CHBrClCOOH	0,5 ug/l

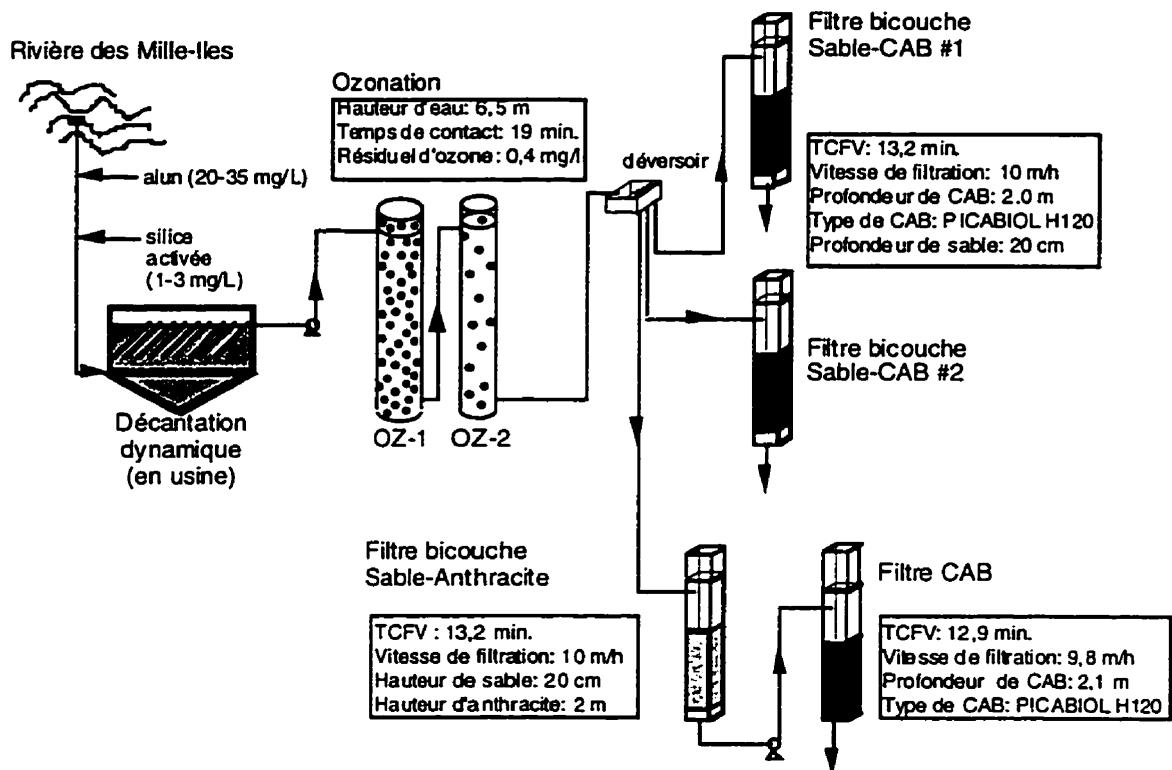


Figure 3.1 Schéma du montage pilote

Flow chart of the treatment facilities

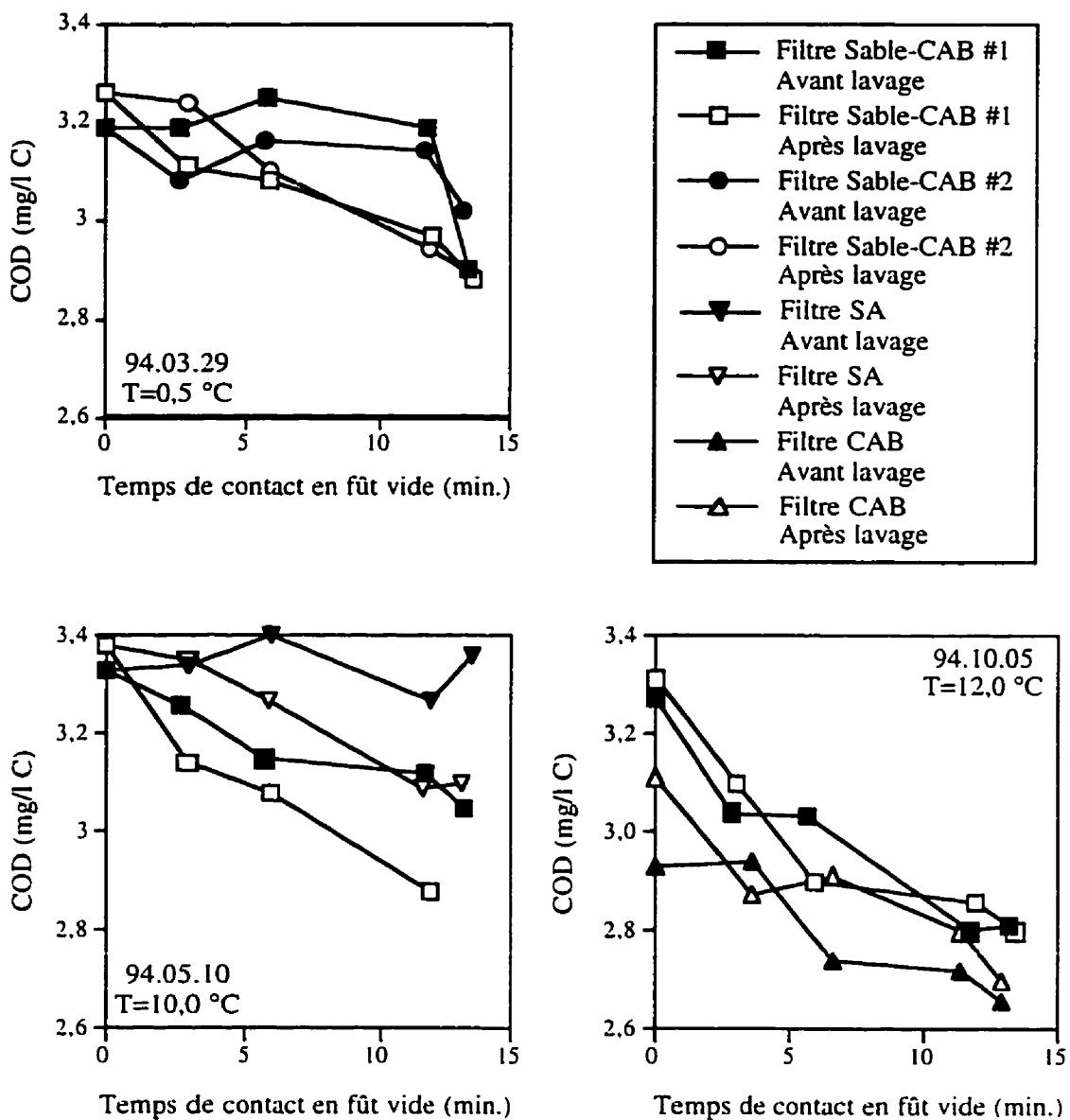


Figure 3.2 Profils de carbone organique dissous dans les filtres

Profiles of dissolved organic carbon in the filters

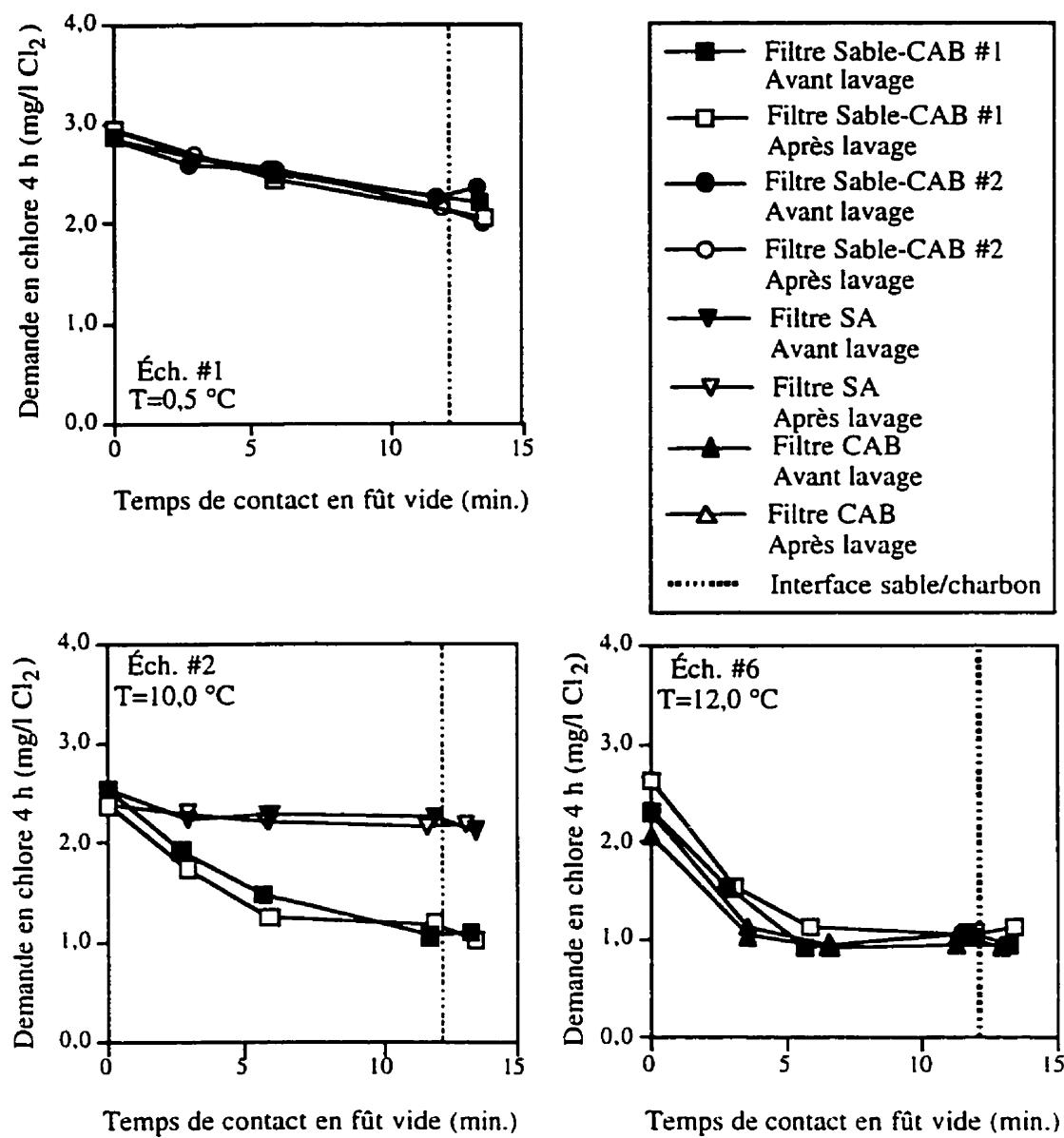


Figure 3.3 Profils de la demande en chlore à court terme (4 h) dans les filtres

Profiles of short term chlorine demand (4 h) in the filters

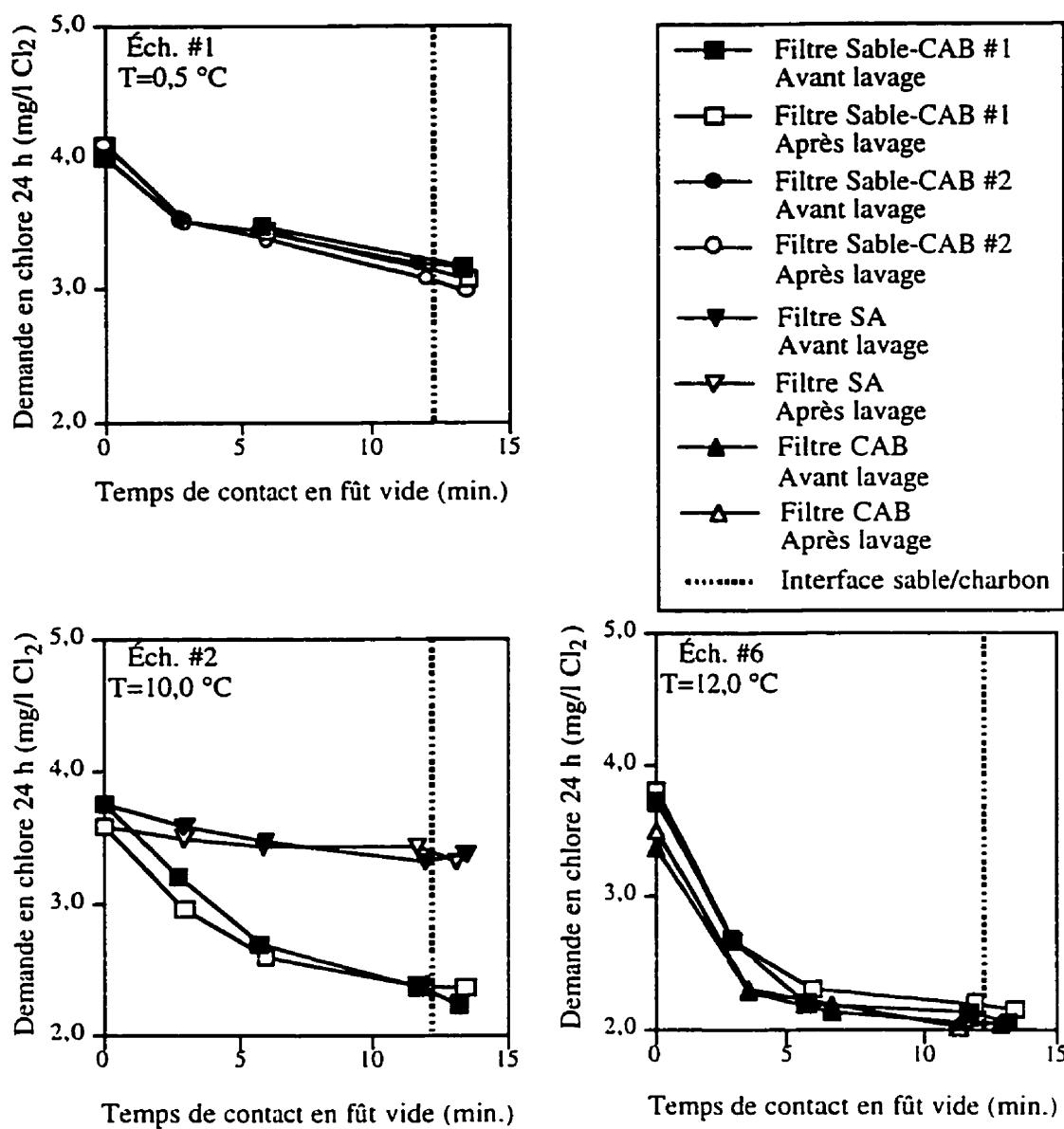


Figure 3.4 Profils de la demande en chlore à moyen terme (24 h) dans les filtres

Profiles of mid term chlorine demand (24 h) in the filters

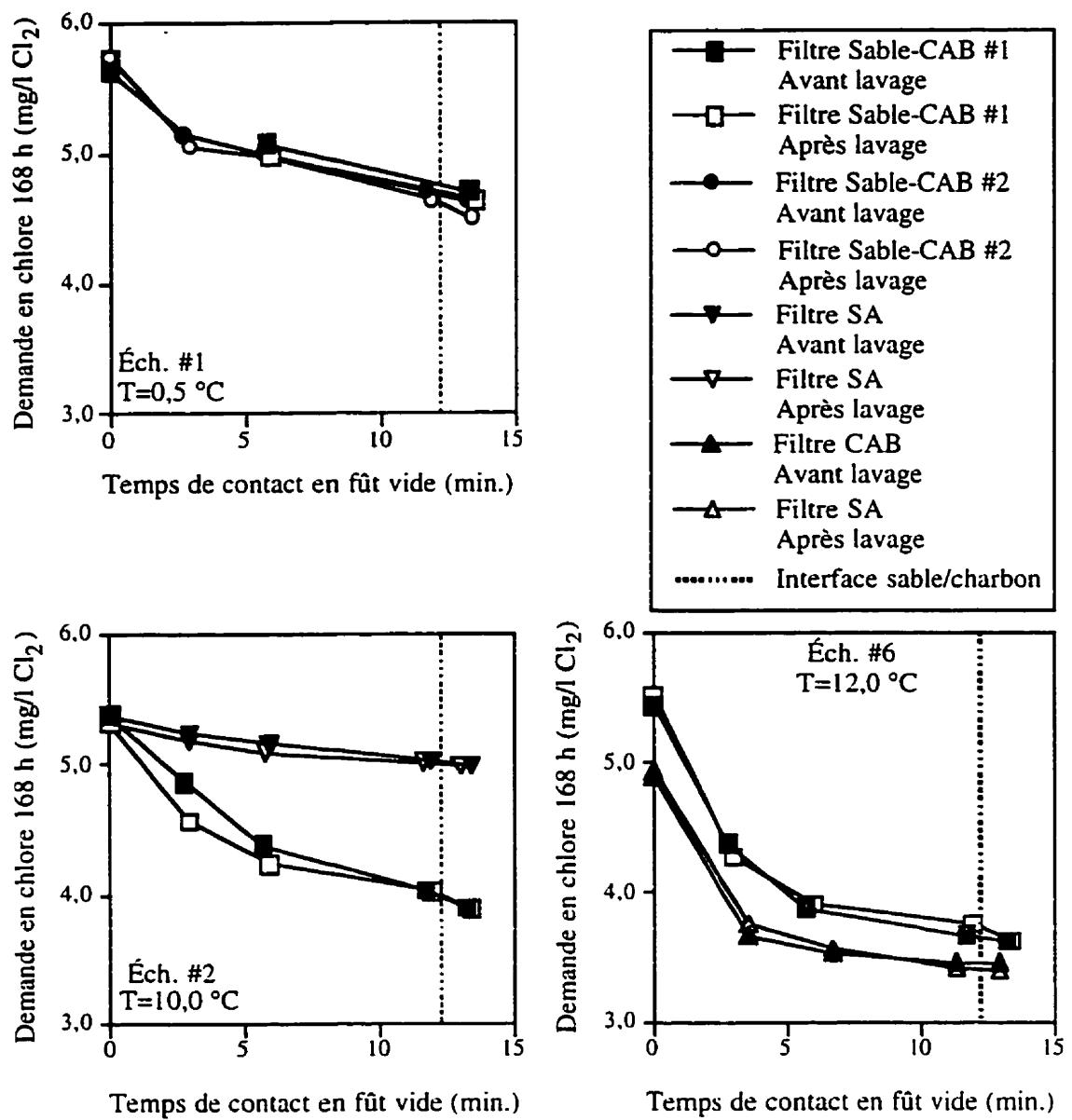


Figure 3.5 Profils de la demande en chlore à long terme (168 h) dans les filtres
 Profiles of long term chlorine demand (168 h) in the filters

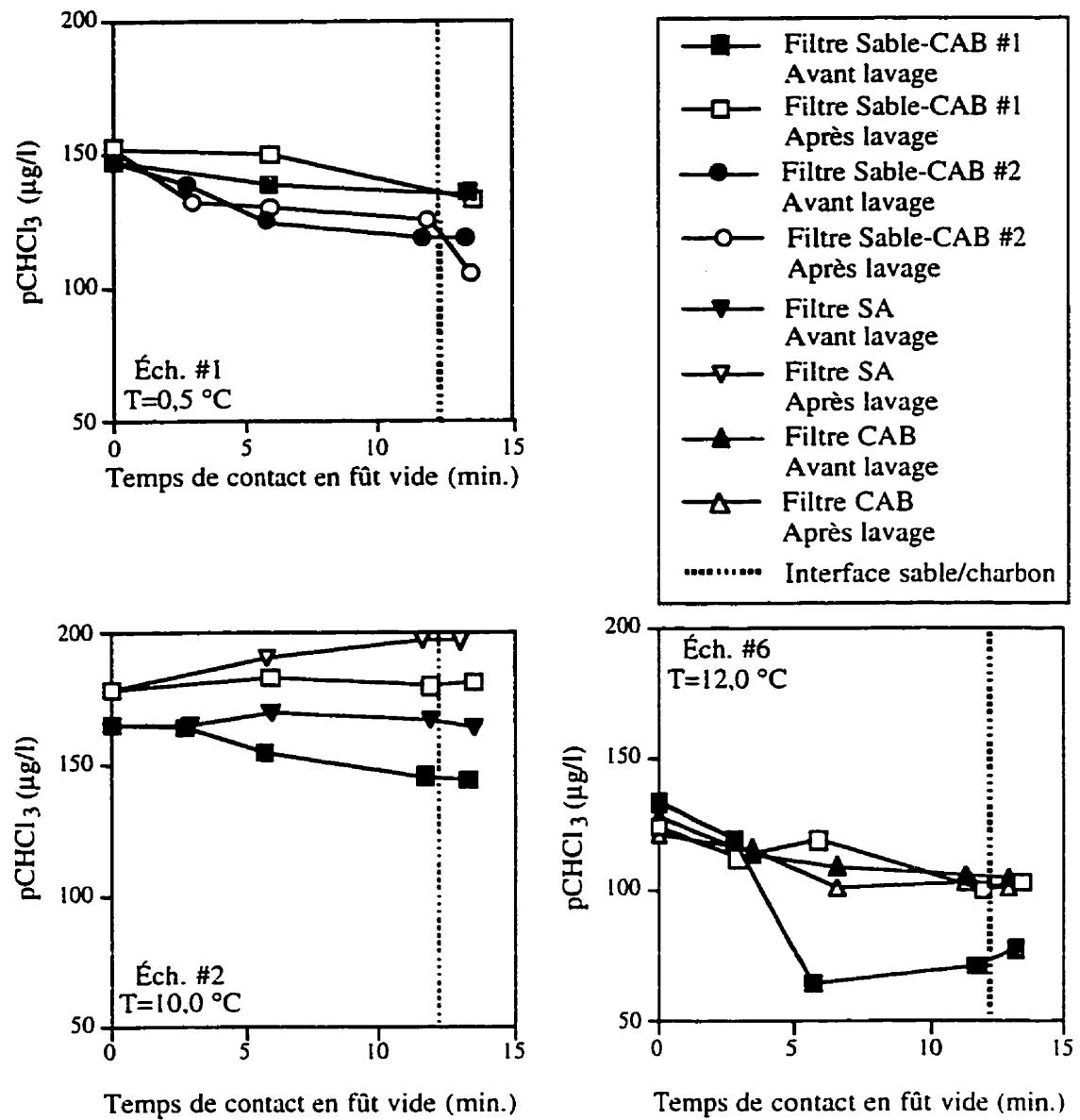


Figure 3.6 Profils des précurseurs de chloroforme dans les filtres

Profiles of chloroform precursors in the filters

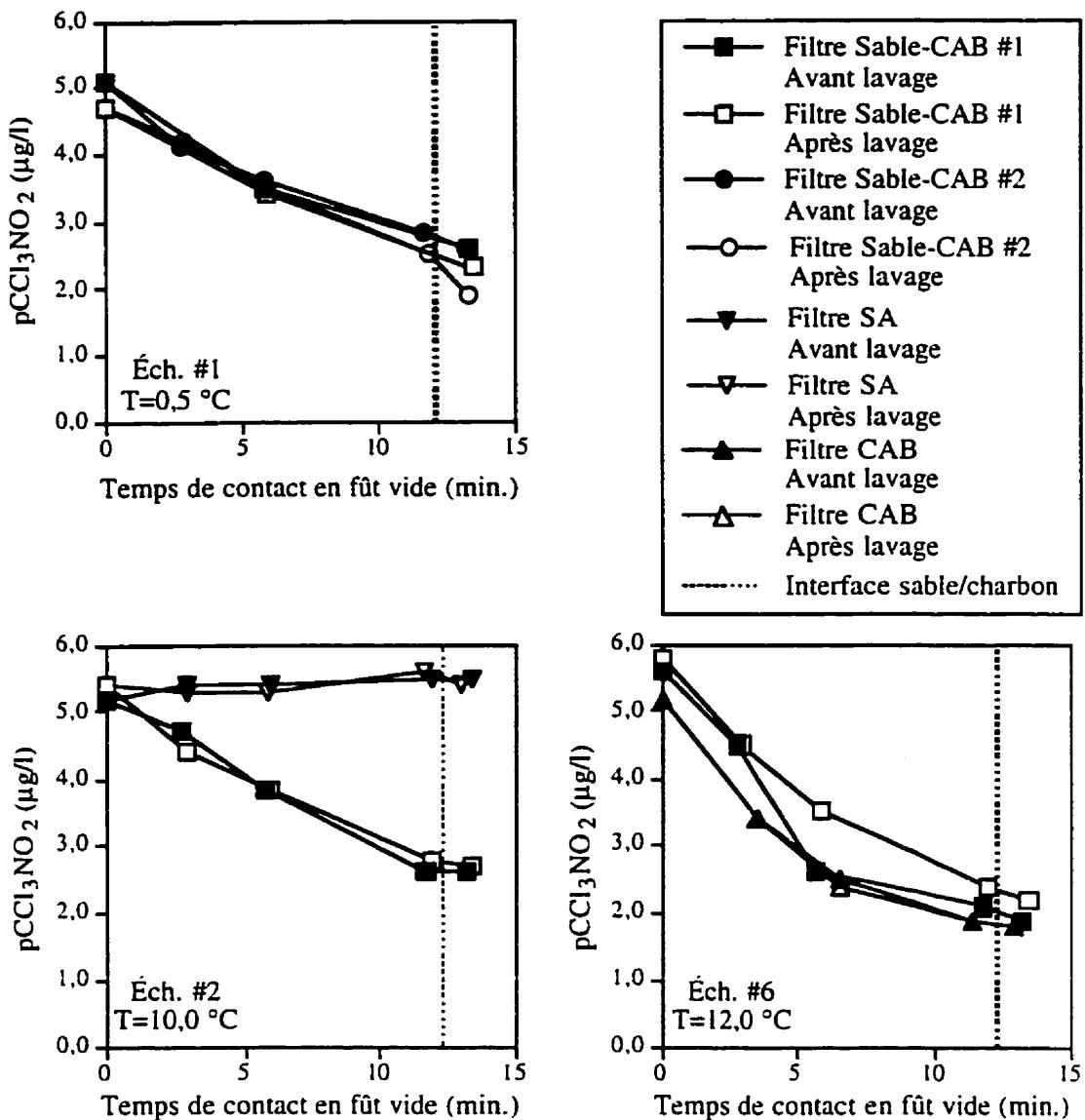


Figure 3.7 Profils des précurseurs de chloropicrine dans les filtres

Profiles of chloropicrin precursors in the filters

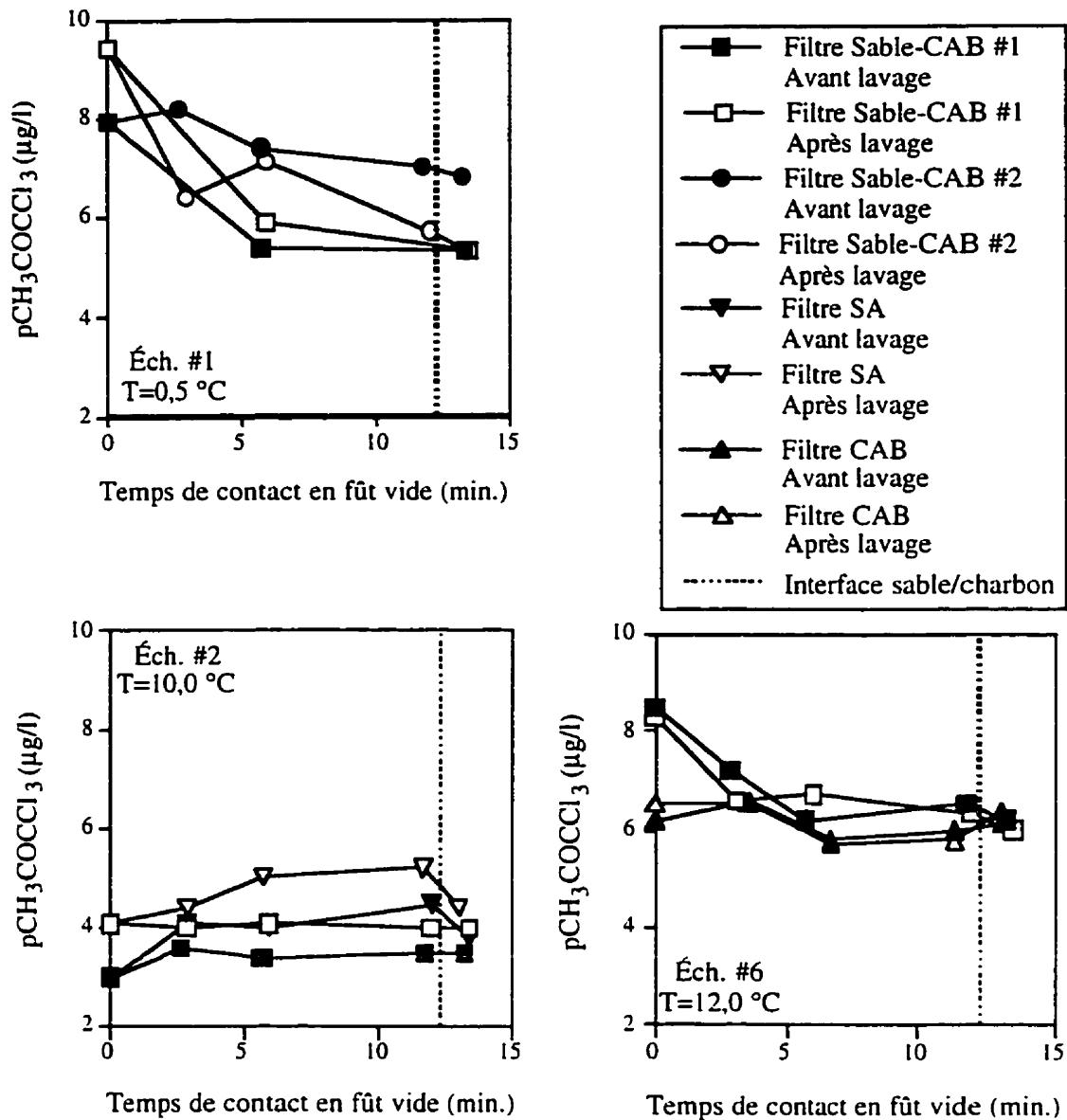


Figure 3.8 Profils des précurseurs de trichloropropanone dans les filtres

Profiles of trichloropropanone precursors in the filters

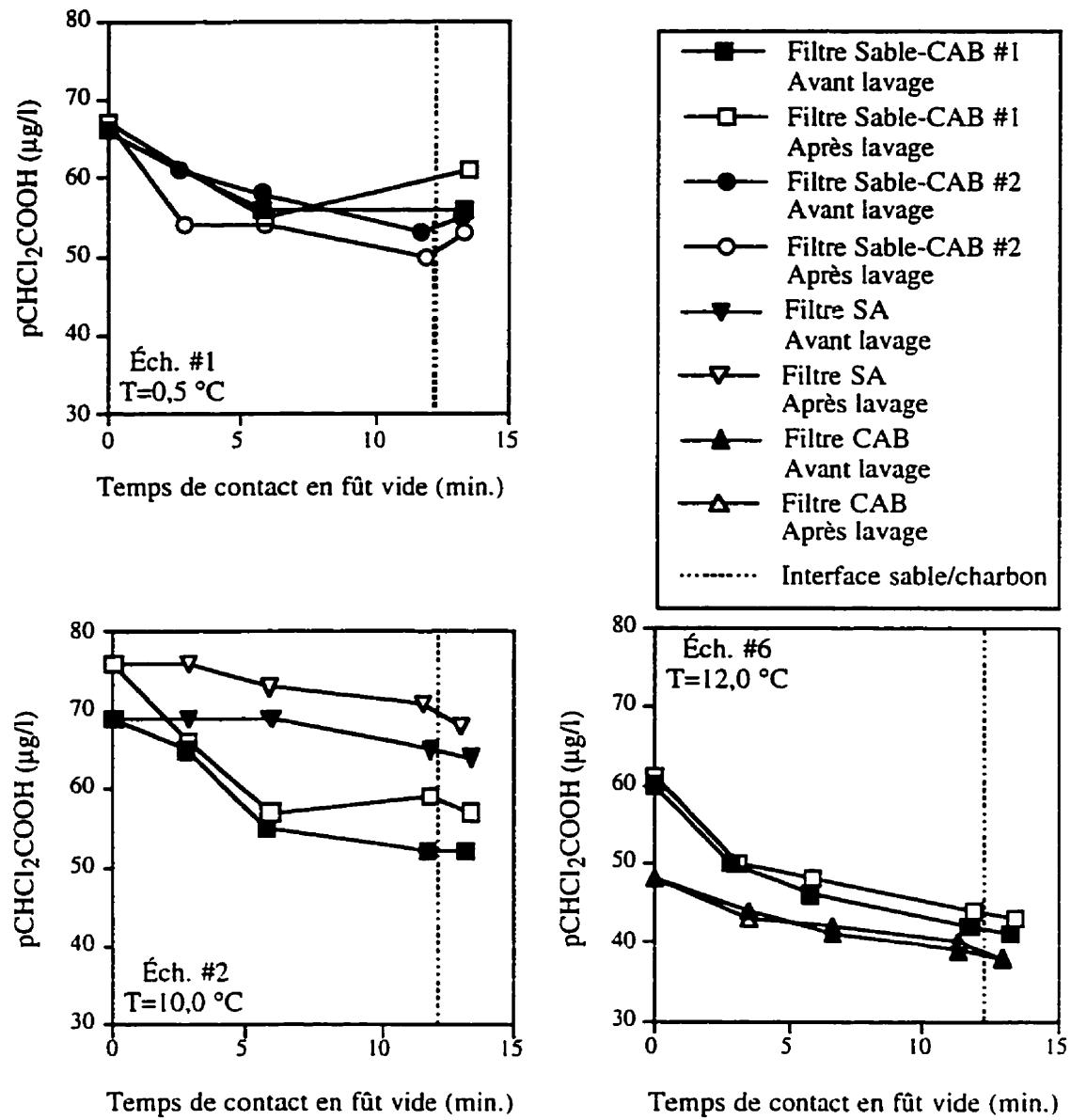


Figure 3.9 Profils des précurseurs d'acide dichloroacétique dans les filtres

Profiles of dichloroacetic acid precursors in the filters

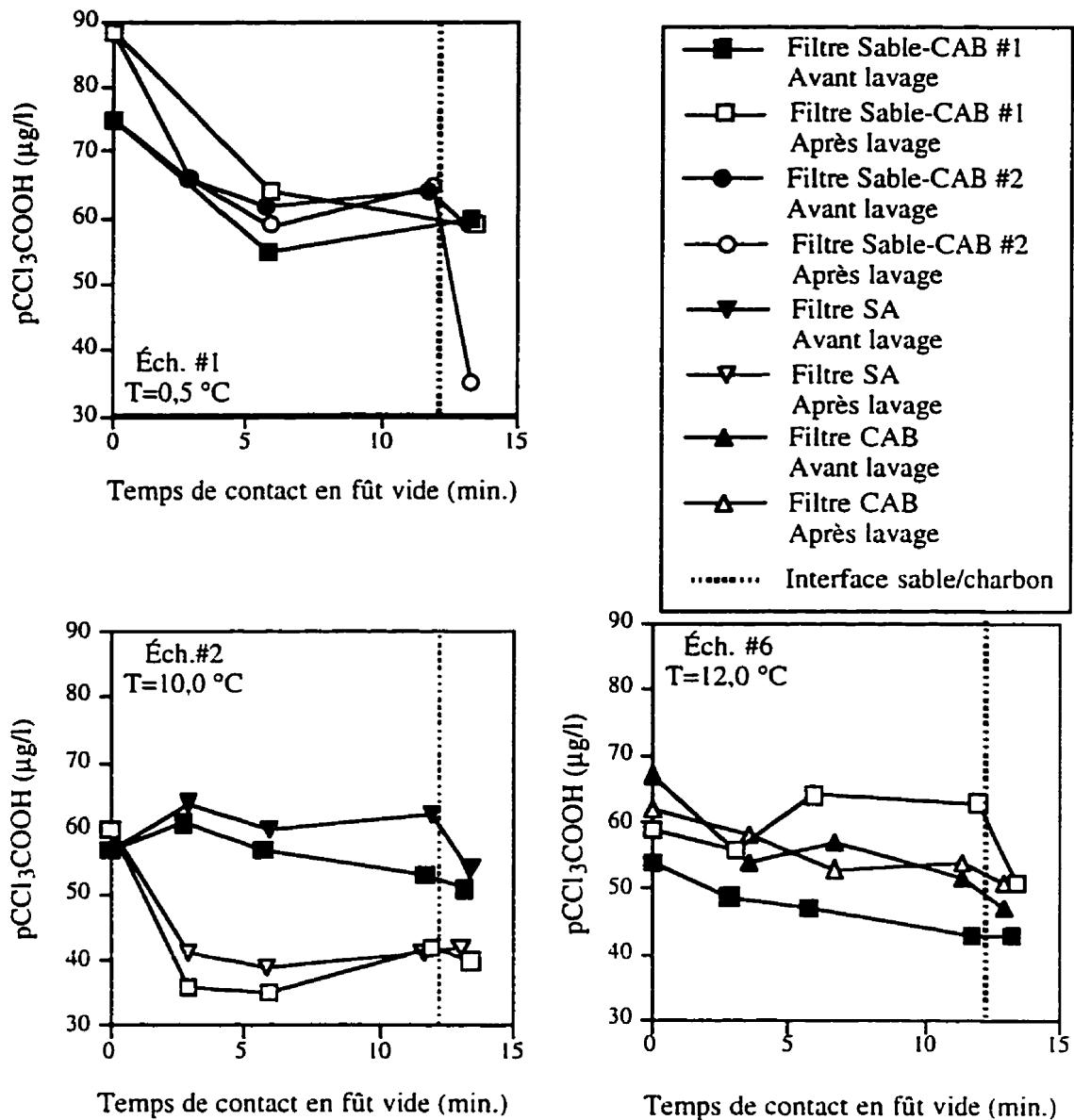


Figure 3.10 Profils des précurseurs d'acide trichloroacétique dans les filtres

Profiles of trichloroacetic acid precursors in the filters

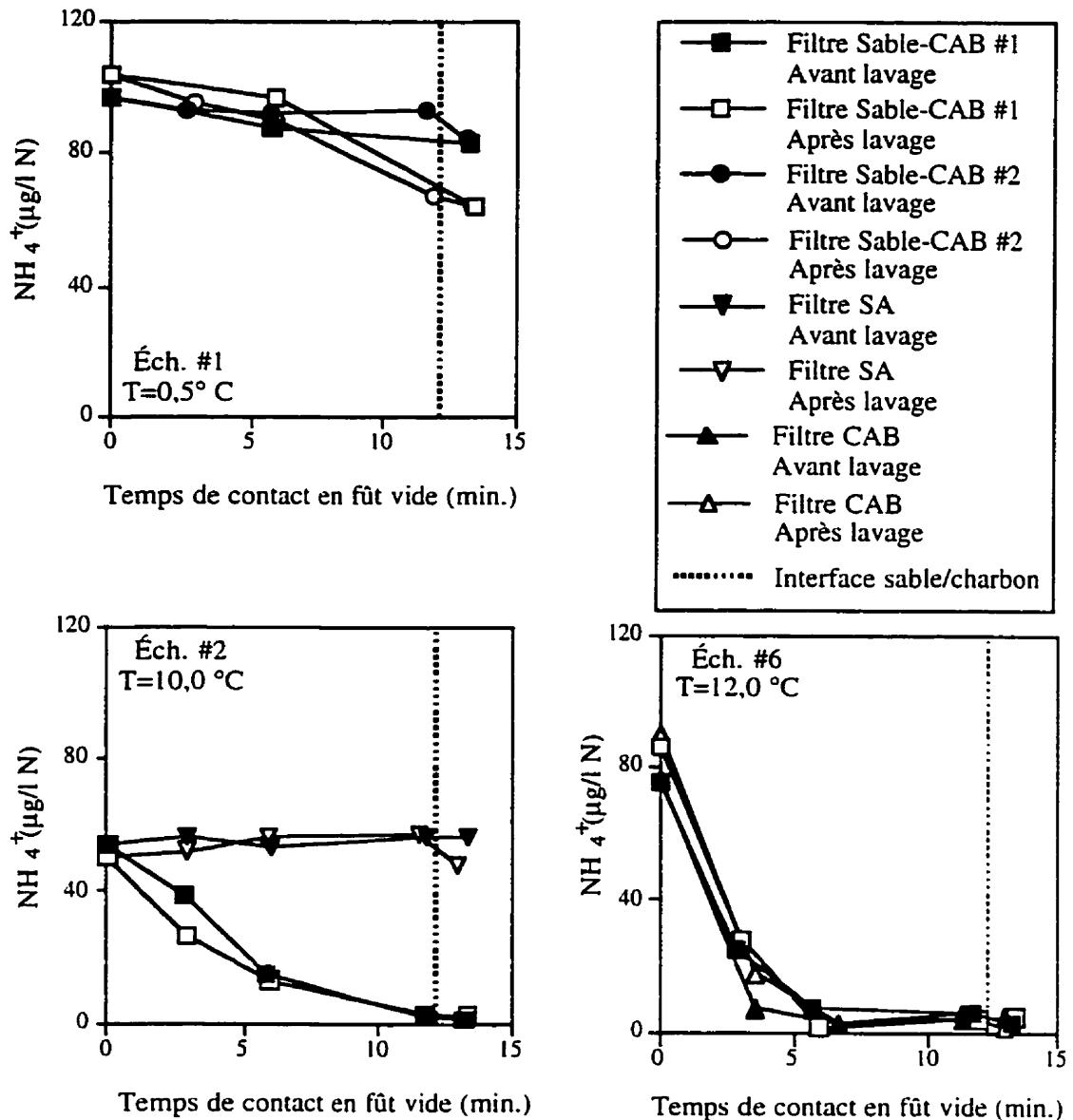


Figure 3.11 Profils d'azote ammoniacal dans les filtres

Profiles of ammonia in the filters

CHAPITRE IV: IMPACTS DE L'ARRÊT DE FILTRES AU CHARBON ACTIF BIOLOGIQUE

Ce chapitre présente le facteur d'instabilité de la performance de la filtration sur CAB le moins connu: l'arrêt de filtration. Les paramètres étudiés concernent principalement l'activité biologique du filtre (biomasse et nutriments). Les résultats montrés sont représentatifs de l'ensemble des données recueillies lors de plusieurs arrêts de filtres. Ce chapitre a été soumis sous forme d'article au Journal of American Water Works Association en novembre 1996. Le titre de l'article est: Impacts of the shutdown of biological activated carbon filters et ses auteurs: Patrick Niquette, Jean-François Beaudet, Michèle Prévost, Josée Coallier et Pierre Lafrance.

4.1 Abstract

The focus of this study was to evaluate the influence of the shutdown of biological activated carbon (BAC) filter on their performance. This assessment was obtained by measuring several water quality parameters on liquid samples taken at different depths in BAC filters before, during and after a filter shutdown. Media samples were simultaneously taken at similar depths to evaluate the impact of a shutdown on biomass densities (densities of fixed bacterial biomass and densities of annelids). Results showed that nitrite and bromide build-up rapidly occurs inside BAC filters during a filter shutdown. Dissolved oxygen levels also quickly dropped below 2 mg/L during the first two hours of a filter shutdown. Densities of fixed biomass were not affected by a six hour filter shutdown, but a 24 hour filter shutdown significantly reduced these densities. The

water quality of the filter effluent was affected by the filter shutdown. The addition of a filter backwash before returning to normal filtration conditions eliminated all negative effects observed, helped to evacuate annelids from the BAC and restored filter performance.

4.2 Introduction

Shutdown of biological activated carbon (BAC) filters recurrently occurs for reasons of maintenance or equipment breakdown. Even when the filter remains submerged, the fixed biomass on the BAC may be affected by the decreasing levels of nutrients available in the surrounding stagnant water. Most important is the impact of a shutdown on filter efficiency after returning to normal filtration conditions.

The objectives of this study were to evaluate the impacts of the shutdown of BAC filters by : 1) quantifying the variations of nutrient levels inside stagnant BAC filters (dissolved organic carbon (DOC), ammonia and dissolved oxygen (DO)); 2) monitoring microscopic and macroscopic biomass migrations inside stagnant BAC filters (densities of fixed bacterial biomass, concentrations of suspended bacteria and densities of annelids); 3) monitoring the filter effluent quality following a filter shutdown.

4.3 Material and methods

4.3.1 BAC filters examined

The BAC filters sampled are located at the St. Rose filtration plant (Laval, Canada). Figure 4.1 shows the schematic of this treatment plant. These BAC filters contain activated carbon (Calgon F400, Pennsylvania) whose adsorption capacity is exhausted. In fact, the activated carbon has been used for filtration since 1984 or 1987, depending on the filter considered. Liquid samples were drained from different depths inside the BAC filters by using stainless steel tubing. Solid samples were removed from the BAC filters at similar depths using a core sampler. Table 4.1 shows the experimental conditions. Except for the first filter shutdown, all the other filter shutdowns were followed by a filter backwash.

4.3.2 Monitoring

Water samples were collected in clean glassware (washed with soap, tap water, HCl 25%, demineralized water and ultra-pure water) and analysed immediately for ammonia, nitrite, nitrate, DOC and suspended bacteria. The glassware used for the DOC analyses was muffled at 500 °C for 4 hours after cleaning. DOC concentrations were measured with a DC-180 (Dohrmann, California) total organic carbon analyser which uses UV promoted persulfate oxidation. Samples were previously filtered on carbon free borosilicate 0.7 µm filter to remove particulate organic carbon and some bacteria. The DOC measurement precision is 0,05 mg C/L. Ammonia concentrations were evaluated using the indophenol

colorimetric method (AFNOR, 1990). This method has a good precision ($\pm 3 \mu\text{g/L}$) at low ammonia concentrations (concentrations $> 5 \mu\text{g/L}$). Dissolved oxygen concentrations were measured using an electronic probe (Hanna Instruments HI8543, Italy). Nitrite, nitrate bromide, formate, oxalate and phosphate concentrations were measured by DX-300 ionic chromatography (Dionex, California). An Ionpac AS-11 analytic column protected by an Ionpac AG-11 column held inorganic anions and organic acids. NaOH solutions were used as the eluent. Detection was made by a conductivity detector (CDM-2). Analytical precision ranged from 0,002 to 0,02 mg/L depending on the anion measured.

Vials used for bacteriological analysis were cleaned and sterilised. Suspended bacteria were enumerated by fluorescent microscopy after DAPI staining (Porter and Feig, 1980) Biomass quantification was made by the ^{14}C glucose biomass respiration potential as described by Servais *et al.* (1991) and radioactive CO₂ was measured using a 1900 TR (Canberra Packard, Connecticut) scintillation counter. Densities of annelids were evaluated by visual observation as described by Beaudet *et al.* (1996). Water samples analysed for endotoxin detection were collected in pyrogen free vials. Endotoxin detection was performed by using E-Toxate (Sigma Chemical Company, Missouri). E-Toxate is prepared from a lysate of the circulating amebocytes of the horseshoe crab, *Limulus polyphemus*. When exposed to minute quantities of endotoxin the lysate increases in opacity as well as viscosity and may gel depending on the concentration of endotoxin. The endotoxin standard was diluted to a minimal concentration of 0,025 endotoxin units giving the detection limit of the test.

4.4 Results

4.4.1 Impacts on water quality

4.4.1.1 Water quality in BAC filters during shutdown

The quality of the stagnant water in the BAC filters was affected during the filter shutdown. A significant decrease in nutrient concentrations was observed in BAC filters during the first few hours of shutdown with a duration of 24 hours. Figure 4.2 and figure 4.3 show concentration profiles of DOC and ammonia before (normal filtration conditions) and during shutdown. However, ammonia and DOC concentrations, measured at several depths, peaked after 24 hours of shutdown. In fact, figure 4.2 shows that DOC levels decreased 0.5 mg C/L during the first hours of shutdown (at a temperature of 11 °C). DOC concentrations then augmented to 6 mg C/L in the stagnant water located underneath the surface of the BAC filter, as shown by values measured 24 hours after shutdown. Figure 4.3 shows that during the first two hours of the filter shutdown, ammonia concentrations dwindled rapidly to undetectable levels and they progressively increased thereafter (up to 0.25 mg/L underneath the filter surface after 24 hours of shutdown). For a water temperature of 22 °C, ammonia levels measured at similar depths and similar shutdown duration became greater. Figure 4.4 indicates that levels of bromide augmented in the stagnant water during the shutdown of BAC filters. Bromide concentrations, initially near detection levels, reached 0.21 mg/l within 4 hours of filter shutdown and remained stable hereafter.

Figures 4.5a and 4.5b show that DO levels progressively decreased during the shutdowns (from 10 mg/L before the shutdown to 2 mg/L after a few hours). Figure 4.5b also indicates that nitrates were progressively transformed into nitrites and ammonia when DO levels reached low values. Concentrations of total inorganic nitrogen decreased when nitrate concentrations were brought down below detection level. These phenomena occurred earlier during shutdown at the surface of the filter as shown by the faster diminution of total nitrogen at a filter depth of 115 mm. A small increase of temperature from 11°C to 15°C hastened the processes as shown by the transformation after 6 hours of shutdown.

4.4.1.2 Water quality of filter effluent following shutdown

The impact of shutdown on the stability of filter performance can be evaluated by monitoring of water quality at various EBCT following a filter shutdown. If there is no backwash following shutdown, the water quality of the filter effluent after filtration will depend in a chronological order on: 1) the water quality of the stagnant water in the filter bed; 2) the water quality of the water head; 3) the water quality of the filter effluent as modified by the filter. In the case of the filters studied, it is estimated that the stagnant water will filter through for a period of approximately 13-15 minutes based on the porosity of the filter bed and the filtration rates showed in table 4.1. A tracer study using KCl also confirmed the actual residence time at 45 to 48% of the EBCT. The water head may contribute to the effluent quality for more than 30 minutes. However, monitoring of water quality in the water head revealed no significant changes in quality during filter shutdown. After this period of a maximum of 45 minutes, the effluent is filtered fresh ozonated water. When the filter is backwashed after shutdown, both the stagnant water in the filter bed and

the overlaying water are evacuated and fresh ozonated water is provided immediately after the filter is put back in service.

The DOC concentration profiles based on measurements at several EBCT are shown in figure 4.6. The concentration profile measured before shutdown serves as a reference profile. Apart from a high value measured at the filter effluent 10 minutes after filtration resumed, all DOC values were lower than the reference values measured before shutdown. Larger DOC removal rates were observed after filter shutdown whether or not backwash followed the shutdown. However, in one case (96.05.29), influent DOC concentrations were lower after backwash. Filter shutdown impacted strongly on the ammonia concentrations in the filter effluent (figure 4.7). Even 2 hours after shutdown (figure 4.7a) ammonia production was still observed in the BAC filter with mean values showing a 3 fold increase in ammonia concentrations. Moreover, nitrite concentrations as high as 0.11 mg N/L were measured in the effluent sampled 10 minutes after returning to normal filtration conditions, again without filter backwash. Bromide concentrations were found to be in the same range. Figure 4.7b established that filter backwash following shutdown can eliminate these deleterious effects since nitrification is restored 30 minutes after restart.

4.4.2 Impacts on fixed and suspended bacterial biomass

Distribution of microscopic and macroscopic biomasses in the filter were altered during the shutdowns. Densities of fixed biomass measured on BAC samples taken at different filter depths before and 1 hour after filtration resumed diminished by an average of 17% or 3.1 $\mu\text{g C/mL}$ (figure 4.8a). Note that no filter backwash followed this shutdown. If filter backwash followed filter shutdown, bacterial biomass followed a similar trend but not as

marked (figure 4.8b). Note that the duration of shutdown and the water temperature differed considerably between these two shutdowns.

Direct counts of suspended bacteria in the stagnant water were 10 fold higher 4 hours after shutdown (figure 4.9a at water temperature of 11°C) and one hundred fold higher 24 hours after shutdown reaching up to 2.38×10^6 bacteria/mL or 0.048 µg C/mL using an average conversion factor of 20×10^{-15} g C/bacteria (Servais *et al.*, 1991). Direct counts in the filter effluent reached similar levels to those observed prior to shutdown after 30 minutes of filtration if no backwash followed filter shutdown. Figure 4.9b shows a sustained but small export of bacteria 60 minutes after filtration resumed.

No endotoxins were detected in the filter effluent at all times. After 24 hours of shutdown, epifluorescence microscopic observations revealed a predominance of filamentous bacteria which was not usually observed. During shutdown, annelids were visually observed migrating in the water column over the BAC filter as documented by Beaudet *et al.* (1996) and were removed using an appropriate filter backwash procedure.

4.5 Discussion

4.5.1 Water quality in stagnant BAC filter

Important variations of nutrient levels were observed in BAC filters during their shutdown. These changes can be approached by distinguishing the predominant metabolic pathways determined by DO levels: 1) aerobic nutrient transformations usually observed in

BAC filters in the presence of high DO levels, such as DOC biodegradation by heterotrophic bacteria or nitrification; 2) anoxic transformations occurring at low DO levels, such as nitrate denitrification (nitrates reduced to nitrites); 3) anaerobic transformations possible at low nitrate and DO levels, such as nitrite ammonisation (ammonia formation from nitrite). The two last types of phenomena, anoxic and anaerobic transformations, which are seldom observed in BAC filters in presence of sufficient DO levels, were amplified in the surface of the BAC filters where densities of fixed biomass on BAC were greatest.

Since dissolved oxygen was depleted rapidly in the BAC filters during shutdown, it appears important to attempt to identify the sinks of oxygen. Nitrification requires 4.5 mg O₂/mg N-NH₃ to transform ammonia into nitrates. 2.7 mg O₂/mg C are needed for the complete DOC oxidation into carbon dioxide (based on complete glucose oxidation). However, the DOC and ammonia oxidations observed in figure 4.2 and 4.3 (maximum DOC oxidation of 0.5 mg C/L (1.35 mg O₂/L) and maximum ammonia nitrification of 0.1 mg N/L (0.45 mg O₂/L)) do not account to the oxygen consumption observed (8 mg/L). Endogenous respiration by the bacterial biomass and the respiration activity of annelids may be additional sources of oxygen depletion.

4.5.1.1 Nitrogen transformations

The most interesting shifts in nutrients were noted for nitrogen compounds. Results presented in figure 4.4 showed that nitrates are reduced in nitrites, ammonia and nitrogen. A schematic for the biogeochemical cycling of nitrogen is presented in figure 4.9 (Atlas and Bartha, 1993; modified according to Gottschalk, 1986). The observed pathways

include: 1) aerobic nitrification (1a ammonia oxidation; 1b nitrite oxidation); 2) denitrification (2a nitrate reduction in nitrite; 2b nitrogen formation from nitrite); 3) nitrite ammonification (ammonia formation from nitrite). A fourth pathway could also be included: 4) direct fermentative nitrate reduction to ammonia.

Aerobic nitrification (pathway #1) is the predominant nitrogen transformation pathway in BAC filters during normal filtration conditions. This bacterial oxidation continues during the first few minutes following filter shutdown as long as sufficient levels of dissolved oxygen are present. Nitrate denitrification (pathway #2) is possible only when oxygen is absent or present in low amounts. All bacteria capable of performing this kind of respiration prefer oxygen respiration if possible (Gottshalk, 1986). The activity of denitrifying organisms appears to be enhanced after exposure to oxygen. However it seems that the presence of 1 or 2 mg O₂/L does not influence denitrification in filters (Christensen and Harremoës, 1977). Activity of benthic fauna such as annelids (burrowing and waterpumping) increase the rate of exchange of O₂ and NO₃⁻ and stimulate both nitrification and denitrification in sediments (Knowles, 1982). It is most likely that these phenomena occur in BAC filters since annelid densities may reach up to 12 naïs/cm³. If OD levels are insufficient during BAC filtration, some nitrite and nitrogen gas formation can be expected. Our results suggest that these nitrites are transformed in nitrogen and ammonia only when nitrate levels are brought down to very low levels, which was the case in the top portion of the BAC filter. The reduction of chlorate, bromate and iodate by respiratory nitrate reductase inhibited nitrite reductase (pathway # 2a in figure 4.10) and promote nitrite accumulation (Payne, 1981). This mechanism of inhibition is probably responsible for the accumulation of nitrites observed in the BAC filters. This may also

explain the bromide concentration increase which may result from bacterial reduction of bromate during the first 4 hours of filter shutdown.

4.5.1.2 Organic carbon transformations

Results presented in figure 4.6 showed that DOC concentrations in the stagnant water increased during filter shutdown. The source of this increase is not known but biofilm detachment and decay is a most likely source. The reduction of DO levels directly affected the fixed heterotrophic bacteria in BAC filters as illustrated by losses of fixed bacterial biomass (3,1 $\mu\text{g C/mL}$). It appears that only a small fraction of the fixed bacteria were detached and contributed to the pool of suspended bacteria, since levels of suspended bacteria only increased by about 0,048 $\mu\text{g C/mL}$. The amount of carbon under the form of additional suspended bacteria cannot account for the production of DOC of 2,9 mg C/L (or 2,9 $\mu\text{g C/mL}$) at the same depth in the filter. From this we conclude that the low DO levels encountered during the shutdown of BAC filters promote biofilm detachment and biomass lysis resulting in DOC release. Anaerobic transformations may also be involved, but the levels of anaerobic by-products (carboxylic acids) did not vary greatly during the 24 hour filter shutdown. No formate was detected and oxalate levels increased from 0,024 mg/L to 0,045 mg/L after 24 hours of shutdown.

4.5.2 Filtered water quality

High concentrations of nitrite, bromide, DOC and ammonia were measured in the filter effluent following filter shutdown without backwash. These high concentrations in the

filter effluent reflected the quality of the stagnant water in the filter bed and of the water overlaying the filter bed, at least for the time required to replace this water by fresh ozonated water. In the case of ammonia, the influence of shutdown outlasts this period of water change if no backwash follows shutdown. This may be caused by the contribution of decaying organic matter consuming oxygen. This organic matter is most likely evacuated by backwashing. Although no endotoxins were detected in the present study, Peppler *et al.* (1994) have previously reported endotoxin production during filter shutdown. Here again, filter backwashing after shutdown would provide a simple way to prevent the passage of these undesirable compounds in treated water.

The addition of a filter backwash after the filter shutdown eliminated all these deleterious effects, and filtered water quality was restored to the level before filter shutdown even for ammonia. Our data suggest that filter shutdown for a prolonged period (24 hours) and not followed by filter backwash will decrease heterotrophic biomass densities by 17%. This impact is more important than expected losses from backwashing of 5% or lower (Servais *et al.*, 1991; Niquette *et al.*, 1996). Under favourable growth conditions (cold temperature, low substrate loading, etc.), the cumulating of these small losses may affect the overall biodegradation capacity of the filter. Overall our results suggest that BAC filters can withstand shutdown of up to 24 hours without impairing this capacity for ammonia or biodegradable DOC removal.

4.6 Conclusion

Most filters used for drinking water treatment are colonized by bacteria but biomass densities are highest in filters operated to maximise biodegradation. A filter shutdown may directly affect these fixed bacteria and, consequently, the filter performance. The quality of the water present in the stagnant filter degrades during the shutdown. It is therefore important to backwash a filter after its shutdown to prevent the passage of this water of poor quality. Filtering to waste is not sufficient to restore filtered water quality and backwashing is required after shutdown. These results also indicate that the DO level in biological filters should be maintained at a sufficient high value to promote aerobic pathways. In the same manner, non-uniform flow in biological filters could also affect biological activity and produce undesirable by-products in the filtered water.

Results presented in this paper suggest that using filter shutdown to control annelids in BAC filters (Beaudet *et al.*, 1996) will not impair overall water quality and filter performance. Repetitive filter shutdown may deplete the heterotrophic biomass in unfavourable growth conditions. Further research should address the role and the influence of denitrifiers and anaerobic bacteria in biological filters.

4.7 Acknowledgements

The authors would like to acknowledge the financial support from the Natural Science and Engineering Research Council of Canada and the sponsors of the Industrial Chair on Drinking Water, namely, the City of Montreal, the City of Laval, John Meunier Inc., Compagnie Générale des Eaux and Vallée-Lefebvre and Associates. They also thank the Chair's laboratory staff, especially Catherine Poirier. In addition, the authors extend their gratitude to the St. Rose Water Treatment Plant and laboratory staff where this research was conducted.

Table 4.1 Experimental conditions

Date	10/25/95	12/14/95	05/22/96	05/29/96	07/08/96
Water temperature (°C)	11	1	14	15	22
Filter identification number	2	2	2	5	5
Shutdown duration (h)	24	6	6	6	6
Filter backwash after filter shutdown	no	yes	yes	yes	yes
Filtering media	BAC	BAC	BAC	sand and BAC	sand and BAC
Filter depth (m)	1,77	1,77	1,77	2,09	2,09
Flow rate in normal filtration conditions (m/h)	3,5	4,1	5,0	4,1	4,1
Empty bed contact time in the filter (min.)	31	26	21	30	30

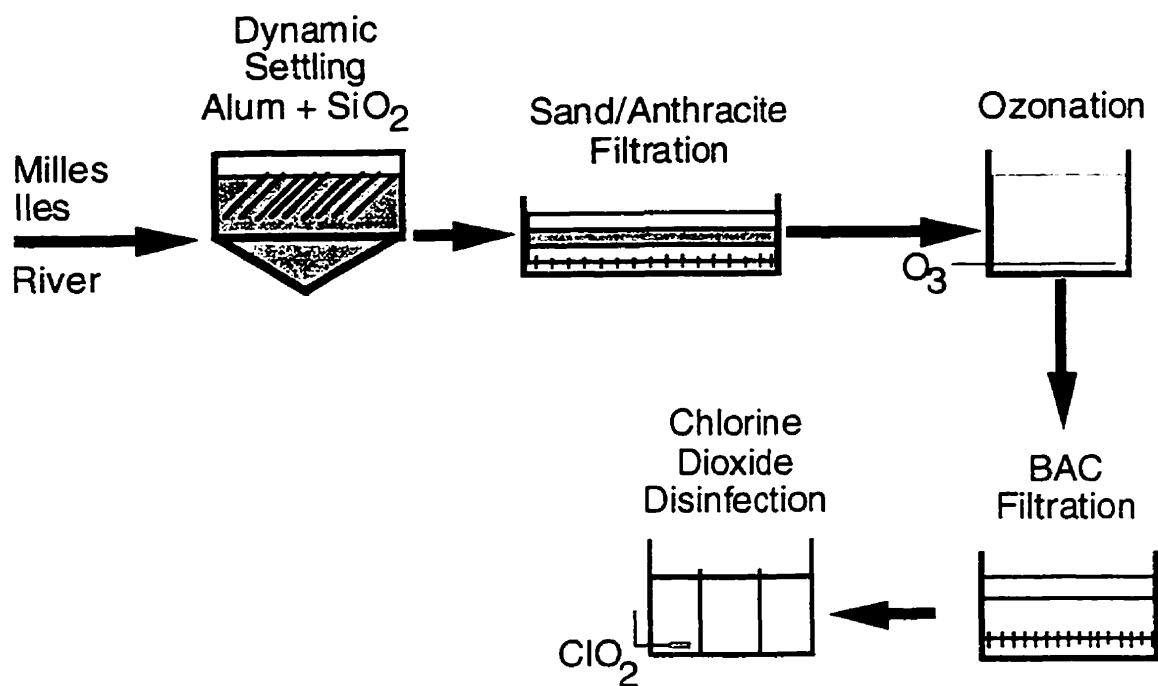


Figure 4.1 Flow schematic of the St.Rose water treatment plant

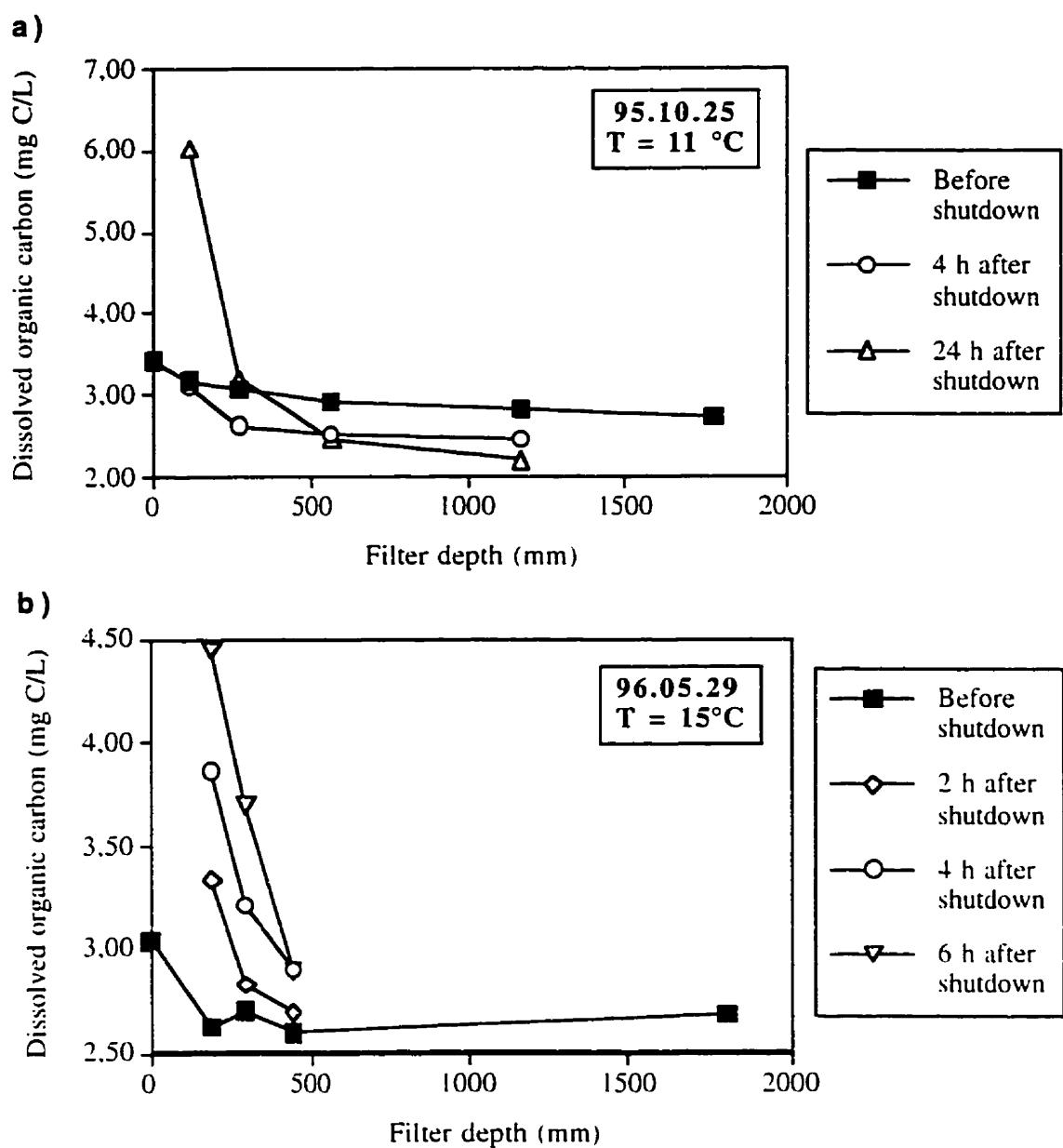


Figure 4.2 DOC concentrations in BAC filters during their shutdown

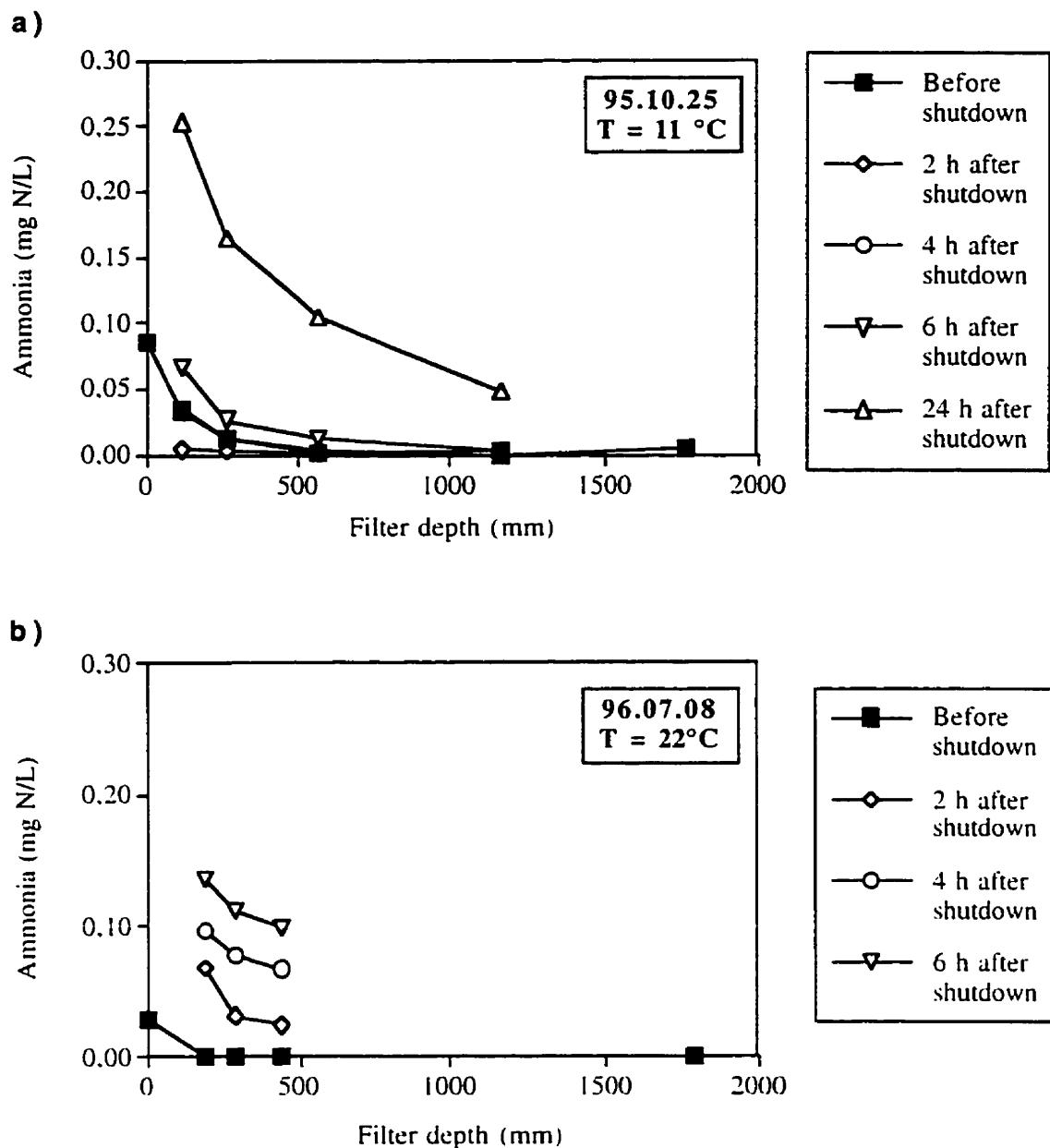


Figure 4.3 Ammonia concentrations in BAC filters during their shutdown

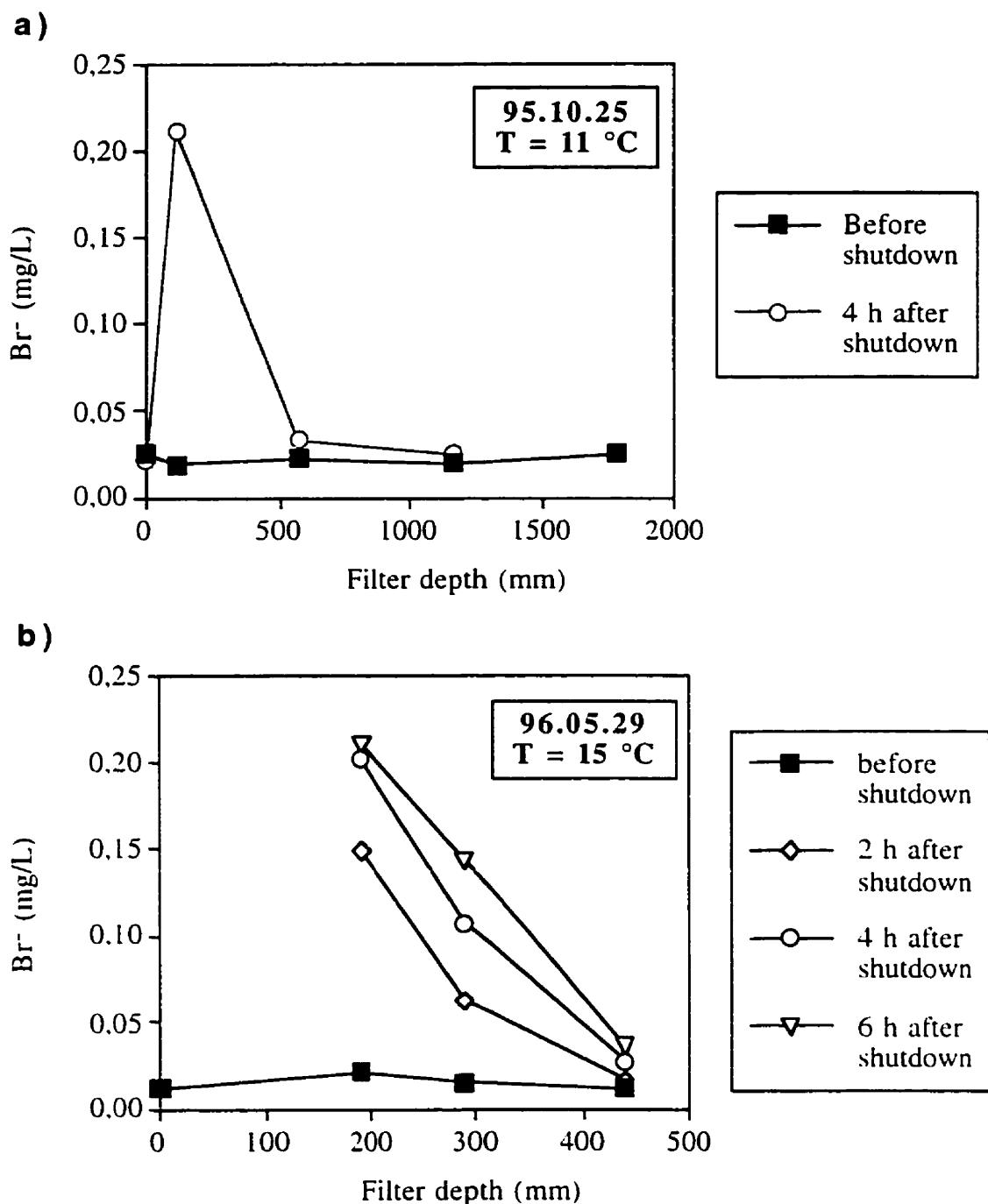


Figure 4.4 Bromide concentrations in BAC filters during their shutdown

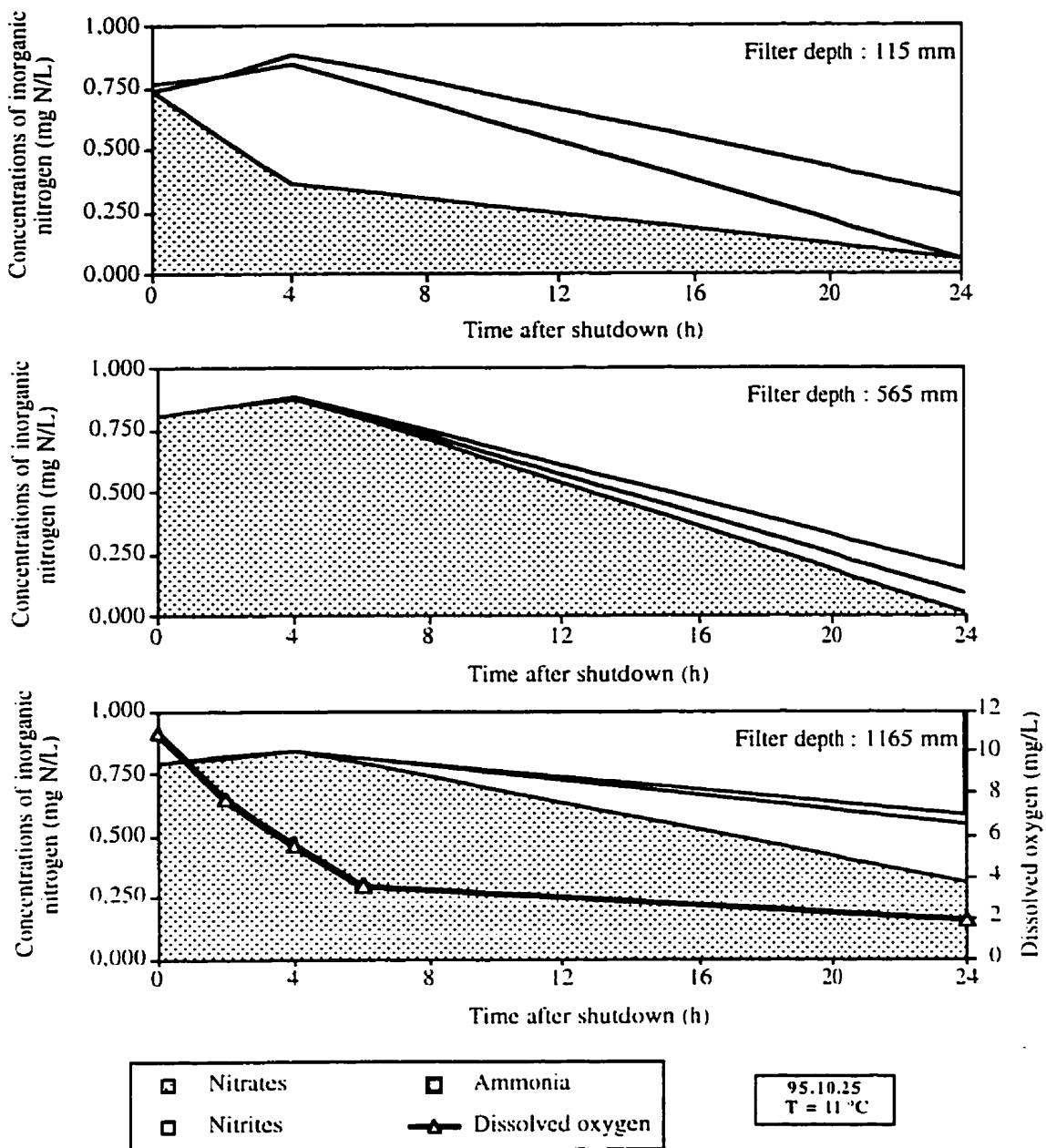


Figure 4.5a Evolution of stagnant water quality in a BAC filter as a function of shutdown duration

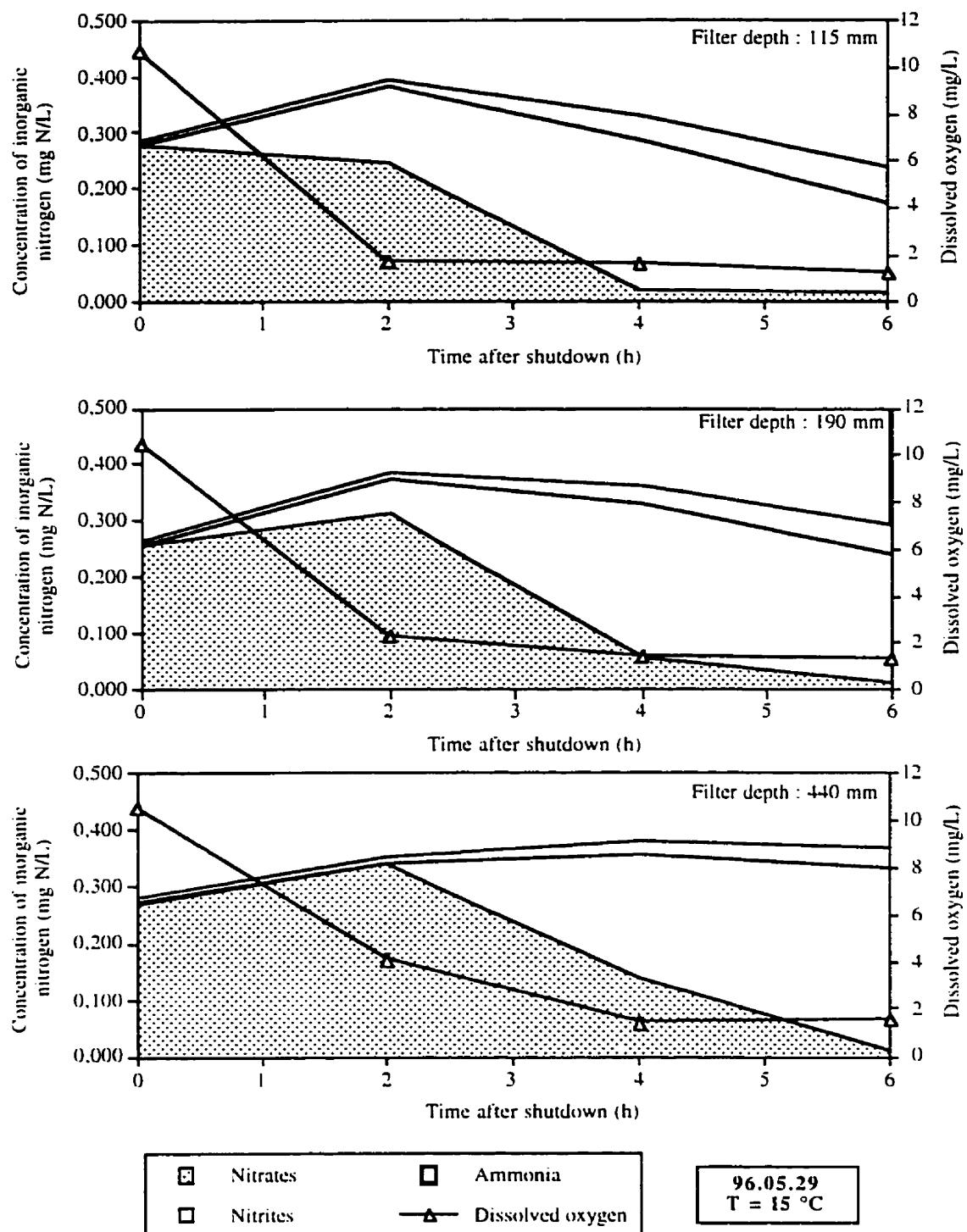


Figure 4.5b Evolution of stagnant water quality in a BAC filter as a function of shutdown duration

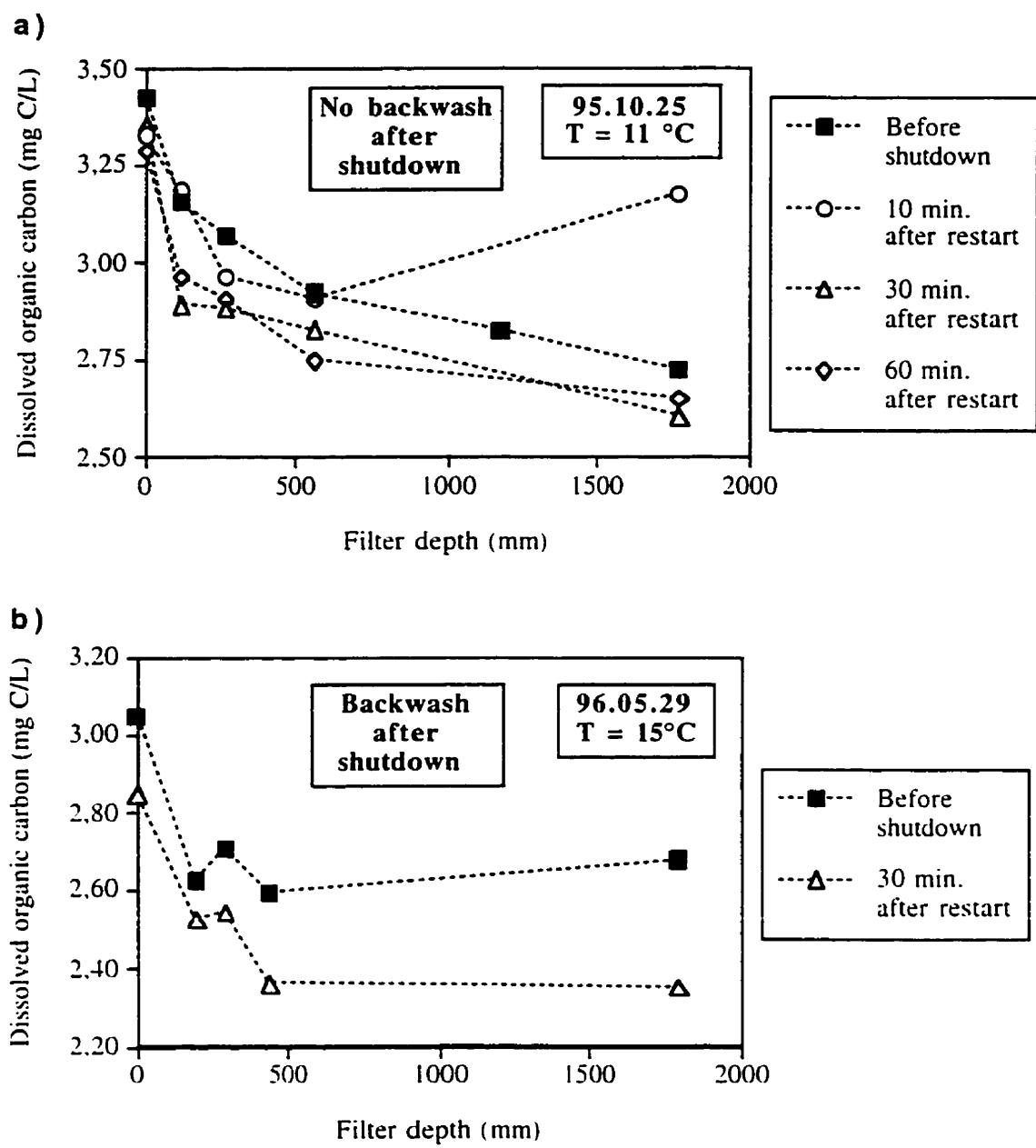


Figure 4.6 Evolution of profiles of DOC concentrations in BAC filters during filtration following a filter shutdown

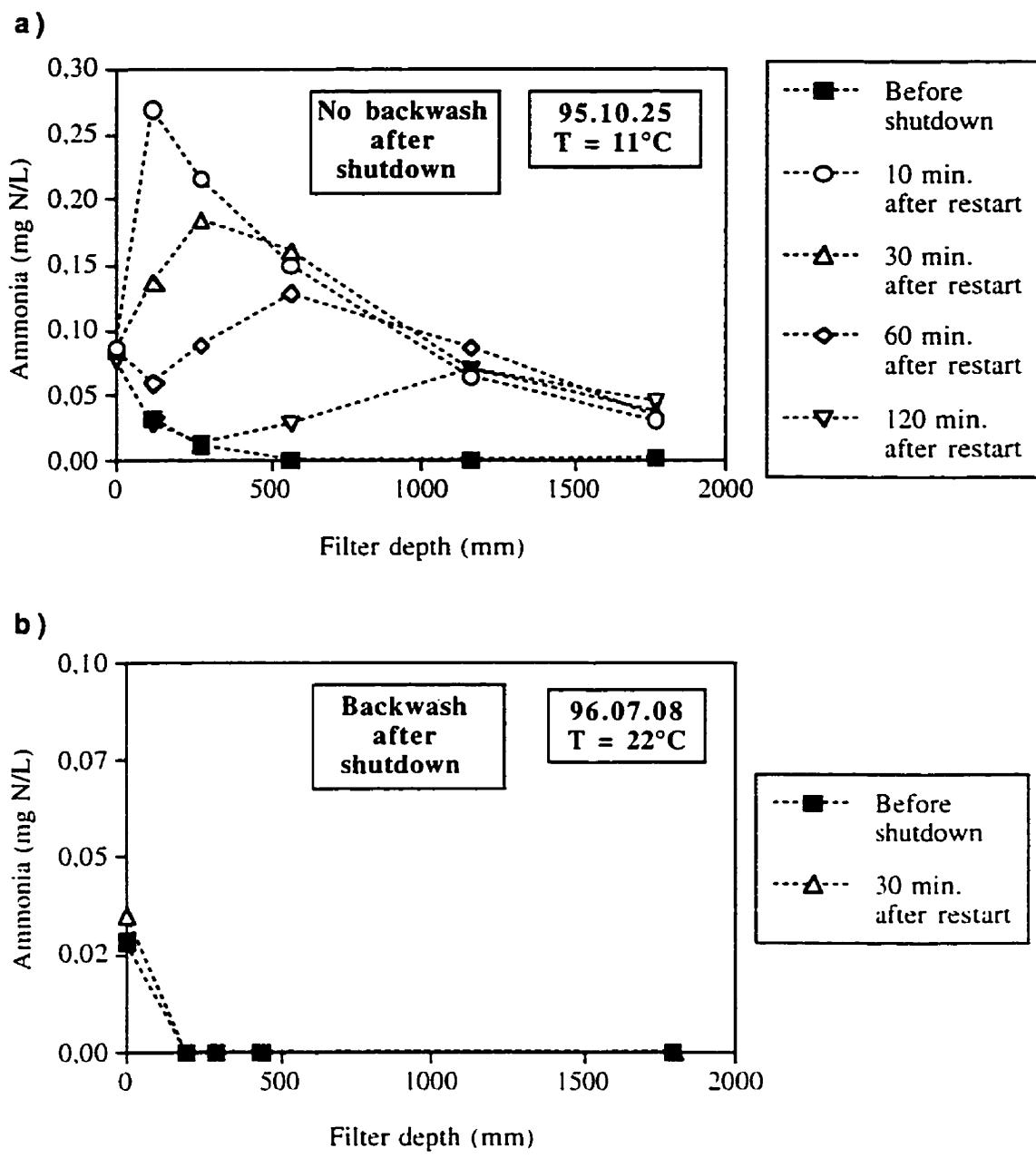


Figure 4.7 Evolution of profiles of ammonia concentrations in BAC filters during filtration following a filter shutdown

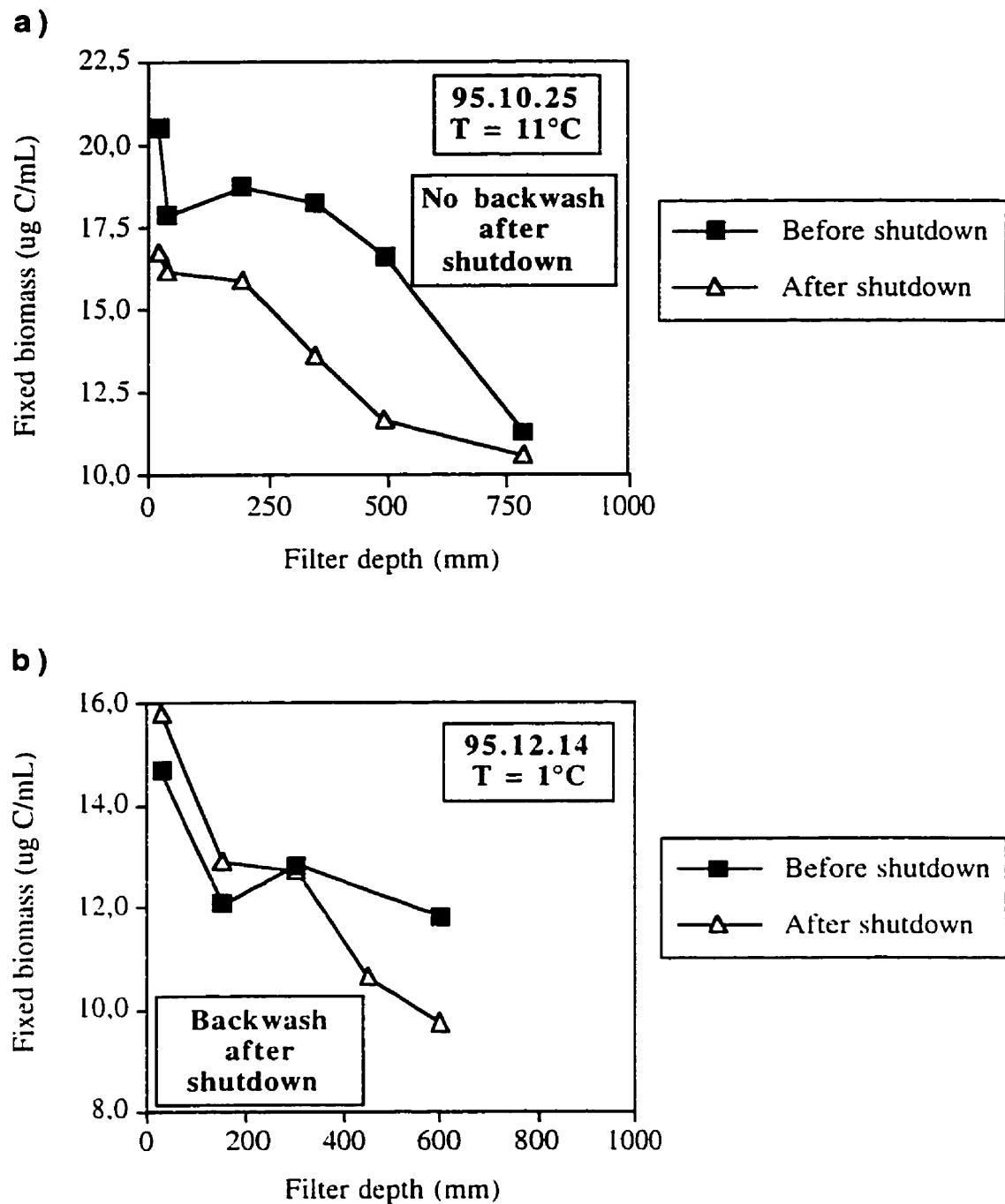


Figure 4.8 Variations of fixed biomass densities in BAC filters during their shutdown

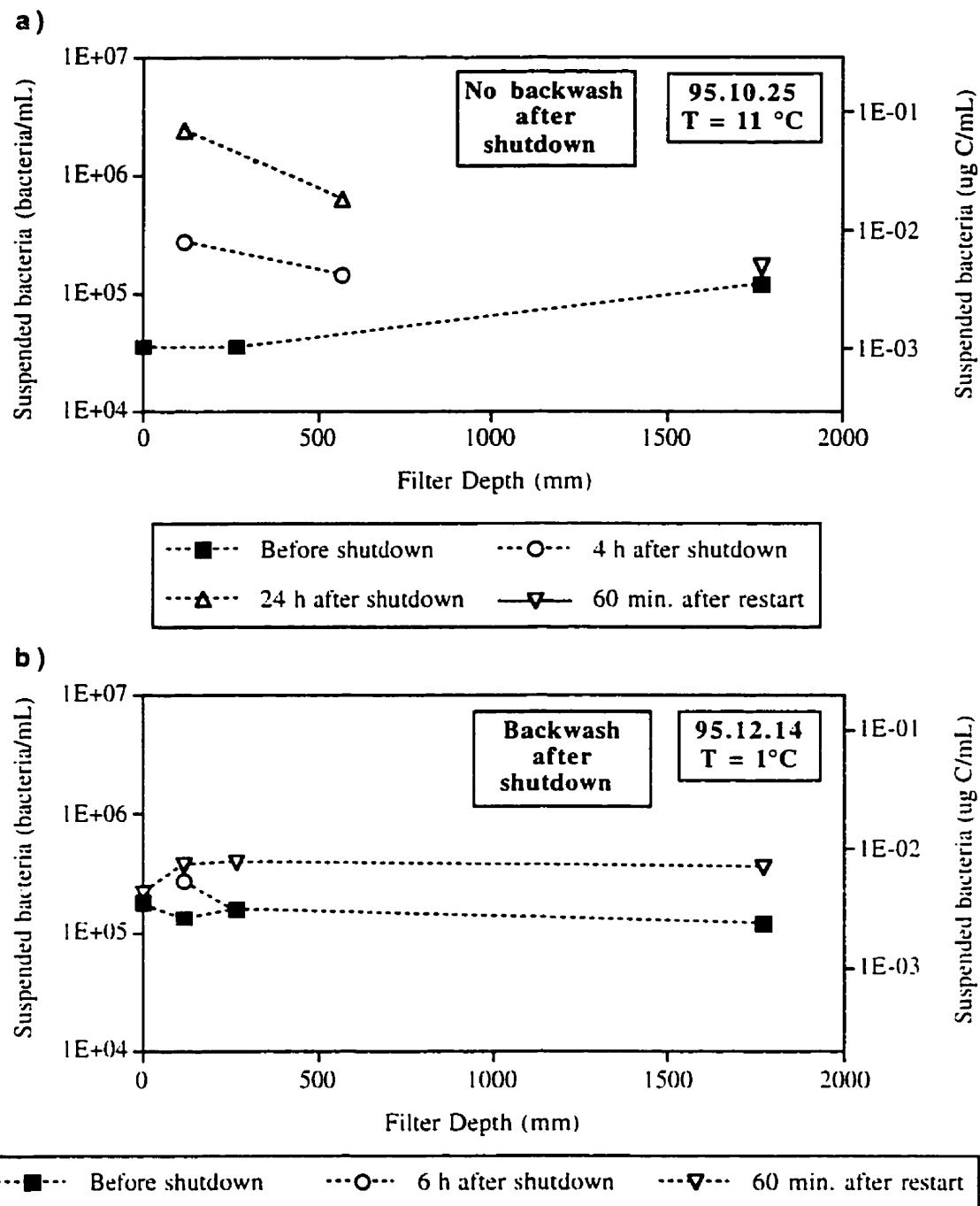


Figure 4.9 Suspended bacteria concentrations in BAC filters during and after their shutdown

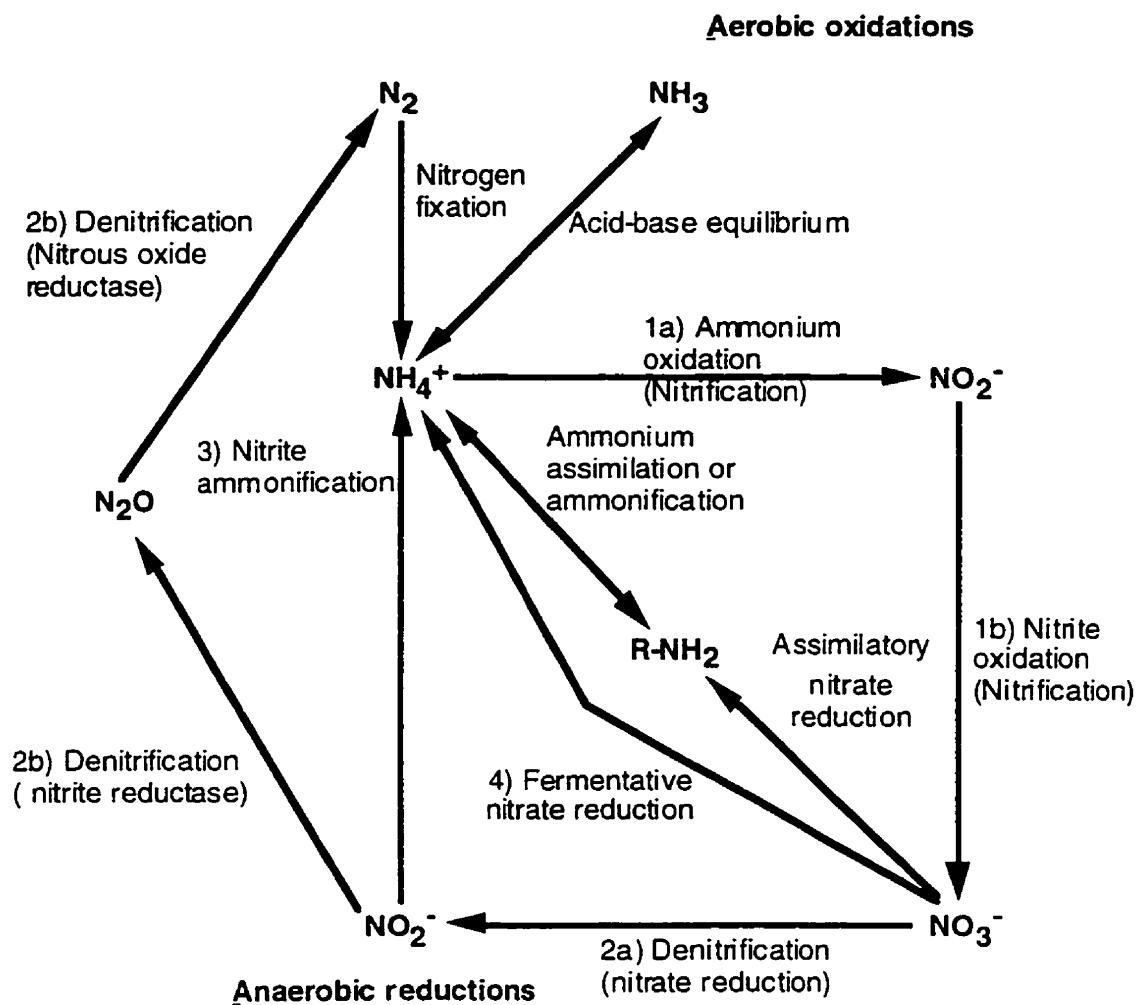


Figure 4.10 Schematic of the biogeochemical cycling of nitrogen

(adapted from Atlas and Bartha, 1993)

CHAPITRE V : IDENTIFICATION DES FACTEURS POUVANT INFLUENCER LA STABILITÉ DE LA NITRIFICATION DANS LES FILTRES AU CAB

Les chapitres précédents ont montré que les facteurs étudiés pouvaient affecter l'efficacité de la filtration sur CAB pour l'abattement du CODB et la nitrification. Peu d'études ont été faites sur ce sujet (Bablon *et al.*, 1988; Bouillot *et al.*, 1992; Prévost *et al.*, 1992b) et les facteurs influençant cette capacité restent à être identifiés. Le but du texte synthèse qui suit est de réunir les principales connaissances concernant la nitrification dans un contexte d'eau à potabiliser, d'y ajouter quelques résultats expérimentaux pour mettre en évidence les facteurs pouvant affecter la nitrification dans les filtres au CAB.

5.1 Problématique

Les concentrations d'azote ammoniacal, de nitrites et de nitrates rencontrées habituellement dans les eaux d'alimentation ne posent pas de problème direct à la santé. En effet, les eaux brutes ont des concentrations d'azote ammoniacal et de nitrates généralement inférieures à 3 mg N/l et 5 mg N/l respectivement (Bouwer et Crowe, 1988). Au Québec, la concentration maximale admissible du total de nitrates et de nitrites dans l'eau potable est de 10,0 mg N/l tandis que la concentration en azote ammoniacal n'est pas réglementée (Normes québécoises, 1991). En Europe, les niveaux guides sont de 25 mg/l pour les nitrates (en NO_3^-), de 0,1 mg/l pour les nitrites (en NO_2^-) et de 0,05 mg/l pour l'azote

ammoniacal (en NH_4^+). Des concentrations maximales de 50 mg/l en nitrates et de 0,5 mg/l en azote ammoniacal sont toutefois admises (Directives de la CEE, 1980).

La réaction rapide entre l'azote ammoniacal présent dans l'eau à traiter et le chlore utilisé comme désinfectant augmente le coût du traitement et affecte la qualité de l'eau produite. En effet, les doses de chlore nécessaires (7,6 mg de chlore pour chaque mg de $\text{NH}_3\text{-N}$ consommé) doivent être augmentées pour produire du chlore résiduel libre dans l'eau traitée. Ce supplément de chlore appliqué engendre des coûts non négligeables dépendant des concentrations d'azote ammoniacal présentes. De plus, cette réaction rapide entre le chlore et l'azote ammoniacal se produit en compétition avec l'oxydation de la matière organique par le chlore. Ainsi, plus de sous-produits organochlorés sont formés lors de la chloration d'une eau contenant de l'azote ammoniacal à un taux assurant une concentration résiduelle fixe (Doré, 1989).

En plus de l'impact sur la demande en chlore et la formation de sous-produits d'oxydation, la présence d'azote ammoniacal dans les réseaux de distribution peut influencer la qualité microbiologique de l'eau distribuée. Dans le cas où le désinfectant final est le chlore et qu'un résiduel de chlore est assuré dans l'eau traitée, il n'y a pas d'azote ammoniacal entrant dans le réseau de distribution. Lorsqu'un désinfectant ne réagissant pas avec l'azote ammoniacal est utilisé (chloramines ou bioxyde de chlore) le développement de bactéries nitrifiantes est probable dans le réseau de distribution. Ainsi, Baribeau *et al.*, 1995) ont observé que la concentration d'azote ammoniacal présente à l'entrée d'un réseau de distribution dont le désinfectant principal est le bioxyde de chlore diminue progressivement avec le temps de séjour dans ce réseau et que l'amplitude de ce phénomène dépend de la concentration d'azote ammoniacal présente à l'entrée du réseau

(figure 5.1). Par ailleurs, Skadsen (1993) et Cunliffe (1991) ont noté que la nitrification dans un réseau de distribution d'une usine utilisant les chloramines comme désinfectant final peut réduire les chloramines résiduelles et provoquer une augmentation des comptes de bactéries hétérotrophes aérobies. Ces conditions sont alors favorables à la formation de nitrites dans l'eau distribuée. En effet, les bactéries qui oxydent les nitrites en nitrates sont plus sujettes aux agents antimicrobiens que les bactéries qui oxydent l'azote ammoniacal en nitrites (Bock *et al.*, 1986). Rittmann et Snoeyink (1984) ont rapporté que le biofilm bactérien présent sur les parois internes des réseaux de distribution induit des gradients d'oxygène et d'ions hydrogènes favorisant la corrosion des conduites. La qualité de l'eau est alors détériorée par la présence de métaux corrodés. Ce biofilm bactérien peut aussi obstruer les conduites ce qui augmente les coûts de distribution de l'eau. La décomposition du biofilm et ses réactions avec le désinfectant utilisé peuvent également dégrader les qualités organoleptiques et bactériologiques de l'eau distribuée. Enfin, les réactions entre le biofilm et le désinfectant utilisé rendent difficile le maintien d'un résiduel d'oxydant tout le long du réseau de distribution, ce qui augmente les risques de contamination de l'eau distribuée. La présence de biofilm est aussi à l'origine de la croissance d'organismes supérieurs. Le contrôle de la nitrification en usine permet de diminuer le substrat disponible pour la croissance de bactéries nitrifiantes et hétérotrophes dans les réseaux de distribution.

5.2 Microbiologie de la nitrification

Les faibles concentrations de substrats présents dans l'eau à potabiliser favorisent la croissance de micro-organismes oligotrophes dont les bactéries nitrifiantes. Watson *et al.*

(1989) rapportent que les bactéries nitrifiantes autotrophes sont le groupe d'organismes le plus important pouvant produire des nitrites et des nitrates à partir de l'azote ammoniacal. Cependant, plusieurs espèces de bactéries hétérotrophes et de champignons peuvent produire des nitrites ou des nitrates. De fait, plus de cent espèces de bactéries hétérotrophes pouvant produire des nitrites à partir de l'azote ammoniacal ont été identifiées (Verstraete et Alexander, 1973). Dans le même sens et plus récemment, Hovanec et DeLong (1996) rapportent que la nitrification en milieux naturels est complexe et qu'il est difficile de caractériser les micro-organismes responsables. Cependant, les bactéries nitrifiantes hétérotrophes produisent de faibles quantités de nitrites ou de nitrates et elles utilisent préférablement des formes organiques d'azote au lieu de l'azote ammoniacal (Focht et Verstraete, 1977). La plupart des bactéries nitrifiantes autotrophes tirent leur source de carbone du CO_2 . Certaines espèces peuvent toutefois le faire à partir de molécules organiques. De plus, toutes les espèces de bactéries nitrifiantes sont aérobies mais quelques-unes peuvent croître en présence d'une faible pression d'oxygène.

La nitrification autotrophe est effectuée en deux étapes: l'oxydation de l'azote ammoniacal en nitrites (nitritation) et l'oxydation des nitrites en nitrates (nitratation). Aucune espèce bactérienne pouvant transformer directement l'azote ammoniacal en nitrates n'a été identifiée. Le genre de bactéries le plus connu effectuant la nitritation est *Nitrosomonas*. Les genres *Nitrosococcus*, *Nitrosospira*, *Nitrosolobus* et *Nitrosovibrio* peuvent aussi oxyder l'azote ammoniacal en nitrites. Les conditions optimales de croissance des bactéries effectuant la nitritation sont: une température entre 25 et 30°C, un pH entre 7,5 et 8,0 et des concentrations d'azote ammoniacal entre 2 et 10 mM. La forme NH_3 de l'azote ammoniacal est utilisée comme substrat plutôt que la forme NH_4^+ (Watson *et al.*; 1989). Cette oxydation qui s'effectue globalement selon la réaction 5.1 engendre une baisse de

pH. Le milieu doit être suffisamment tamponné pour éviter un arrêt de l'oxydation bactérienne.



Nitrobacter est le genre bactérien qui oxyde les nitrites en nitrates le plus étudié. Les bactéries des genres *Nitrospira*, *Nitrospina* et *Nitrococcus* peuvent aussi effectuer cette nitratation. Il faut noter que les bactéries du genre *Nitrobacter* sont les seules bactéries nitrifiantes pouvant croître de façon hétérotrophe. Les bactéries qui font la nitratation ont les conditions optimales de croissance suivantes: température entre 25 et 30°C, pH entre 7,5 et 8,0 et concentrations de nitrites entre 2 et 30 mM (Watson *et al.*; 1989). L'équation 5.2 montre la réaction résultante de cette oxydation.



5.3 Matériel et méthodes utilisés pour l'obtention de résultats expérimentaux

Des informations complémentaires concernant la nitrification dans les filtres au CAB ont été obtenues sur des filtres au CAB industriels et pilotes.

5.3.1 Filtres au CAB étudiés

L'étude de filtres au CAB industriels permet l'observation de phénomènes naturels tandis que l'utilisation de filtres au CAB pilotes permet modifier les conditions expérimentales. En effet, il est injustifiable d'induire des modifications de conditions d'exploitation dans des filtres au CAB qui risquent d'altérer la qualité de l'eau produite. Par ailleurs, le prélèvement d'échantillons liquides ou solides, à différentes profondeurs dans des filtres industriels ménagés à cette fin n'influence pas l'efficacité du filtre car les volumes d'échantillons prélevés sont insignifiants.

Les filtres au CAB industriels étudiés sont installés à l'usine de production d'eau potable Ste-Rose. (Laval, Canada). La figure 5.2 montre le schéma d'écoulement de cette usine. L'eau brute puisée par cette usine provient de la rivière des Mille-Îles. Cette eau est caractérisée par une forte charge organique (COT d'environ 7 mg C/l) et une faible alcalinité (moyenne de 30 mg/l en CaCO₃). Les concentrations d'azote ammoniacal à l'eau brute sont faibles fluctuant entre 50 et 200 ug/l. Chaque filtre au CAB a une surface filtrante de 80 m². Quatre des six filtres au CAB de l'usine contiennent du charbon actif microporeux (taille des micropores des grains << 0,1 µm) d'origine bitumineuse (Calgon F400) et les deux autres contiennent du charbon actif macroporeux (tailles des macropores des grains de 10-100 µm) d'origine végétale (Picabiol H120). La capacité d'adsorption des charbons actifs utilisés est épuisée, car le charbon actif microporeux et le charbon actif macroporeux ont été respectivement installés dans les filtres étudiés en 1984 et en 1990. Trois des filtres au CAB sont munis d'un système de tuyauterie en acier inoxydable permettant de prélever des échantillons liquides à différentes profondeurs. Pendant la période d'échantillonnage, les filtres étudiés contenaient 2 m de CAB et étaient exploités à

une vitesse de filtration de 3,8 m/h. Le temps de contact en fût vide (TCFV) de l'eau dans les filtres résultant était d'environ 32 minutes.

Les filtres-pilotes utilisés dans le cadre de cette étude sont des filtres bicouches sable-CAB placés en premier étage de filtration. La Figure 5.3 montre le schéma d'écoulement du montage pilote utilisé (capacité nominale de 48 m³/h). Ce montage pilote est alimenté en eau décantée par l'usine de filtration Ste-Rose. Cette eau décantée est ozonée en pilote dans deux colonnes de contact placées en série. L'eau ozonée est ensuite acheminée vers trois filières de filtration: deux filtres au sable-CAB placés en premier étage de filtration et un filtre au sable-anthracite en premier étage suivi d'un filtre au charbon actif biologique placé en deuxième étage. Ces filtres ont une surface filtrante de 0,0225 m². Les filtres au sable-CAB sont garnis de 2 m de charbon actif macroporeux (Picabiol H120; taille effective de 1,0 mm) prélevé directement des filtres au CAB de l'usine Ste-Rose et acclimaté pendant 4 mois en pilote avant le début des essais. Une couche de sable de 20 cm est présente sous la couche de CAB. Les vitesses de filtration sont maintenues constantes à 10 m/h ce qui assure un TCFV de 12 minutes dans la couche de charbon et 1,2 minutes supplémentaires dans la couche de sable. Tous les filtres du montage pilote sont lavés avec de l'eau non chlorée. Les échantillons sont prélevés à différentes profondeurs dans le filtre selon deux stratégies d'échantillonnages: 1) 30 minutes avant et une heure après son lavage pour estimer l'impact des lavages; 2) à l'effluent du filtre en période de filtration normale. Pendant l'échantillonnage, chaque prise d'échantillonnage est ouverte individuellement de l'amont vers l'aval et les échantillons liquides sont prélevés à un débit de 50 ml/min. Ces mesures ont été prises de façon à ne pas affecter l'écoulement dans le filtre pilote.

5.3.2 Méthodes analytiques utilisées

Les concentrations d'azote ammoniacal ont été déterminées par colorimétrie au bleu d'indophénol (AFNOR, 1990). Cette méthode a une très bonne précision ($\pm 3 \text{ ug/l}$) pour des teneurs supérieures à 5 ug/l. Les concentrations de nitrites, de nitrates et de phosphates ont été déterminées grâce à un chromatographe ionique Dionex DX-300. Une colonne analytique Ionpac AS-11 couplée une colonne de garde Ionpac AG-11 retiennent certains anions inorganiques et certains acides organiques. La détection est faite par conductivité (détecteur CDM-2). Selon les anions considérés, la méthode a une précision variant de 0,002 à 0,02 mg/l. Il est bon de noter que toutes les concentrations de nitrites ont été mesurées à la limite du seuil de détection. Les concentrations de carbone organique total (COT) et de carbone organique dissous (COD) ont été mesurées à l'aide d'un analyseur Dohrmann DC-180. Les échantillons ont été préalablement filtrés sur 0,7 μm afin d'enlever la fraction particulaire du carbone organique présent dans l'eau. Les concentrations de carbone organique dissous biodégradable (CODB) sont calculées en soustrayant du COD initial, le COD d'un échantillon incubé 30 jours à 20 °C en présence de bactéries indigènes provenant de l'eau brute (Servais *et al.* 1987; Servais *et al.* 1989). La méthode de mesure du COD est précise à 0,05 mg C/l et celle du CODB est précise à 0,10 mg C/l.

5.4 Facteurs influençant la nitrification dans les filtres au CAB

Les conditions permettant une nitrification efficace sont quelque peu différentes de celles favorisant la biodégradation de matière organique dissoute. En effet, le rendement de croissance et le taux maximum de croissance des nitrifiantes sont relativement petits

comparativement à ceux des bactéries hétérotrophes aérobies. Ce faible taux de croissance des bactéries nitrifiantes peut cependant être compensé par un long temps de rétention de la biomasse. Une nitrification efficace peut donc être obtenue par l'utilisation d'un réacteur biologique avec une biomasse fixée. Bouwer et Crowe (1988) rapportent que les conditions favorables pour la nitrification dans un tel réacteur sont:

- 1) une grande surface spécifique permettant la croissance du biofilm;
- 2) une porosité importante du milieu de support bactérien afin de minimiser les forces de cisaillement et le colmatage;
- 3) une quantité d'oxygène dissous suffisante car la nitrification demande 4,5 g d'oxygène pour oxyder 1 g de N-NH₃ en nitrates (quantité stoechiométrique calculée à l'aide des réactions 5.1 et 5.2).

Ces conditions sont toutes rencontrées lors d'une filtration biologique sur charbon actif macroporeux précédée d'une étape d'ozonation. Des vitesses de filtration élevées et les lavages à contre-courant précédés d'un brassage à l'air peuvent cependant nuire à l'attachement et à l'accumulation des bactéries nitrifiantes. L'effet de ces forces de cisaillement sur l'accumulation de biofilm et sur l'activité microbienne à long terme est peu connu et des recherches en ce sens sont nécessaires (Bouwer et Crowe, 1988).

5.4.1 Action des forces de cisaillement et de la température

Les pores présents sur les grains de charbon actif macroporeux permettent à la biomasse nitrifiante de s'établir dans des sites protégés de l'action des forces de cisaillement. Ainsi, Bablon *et al.* (1988) ont remarqué que la nitrification dans les filtres au sable-CAB était

plus effective que dans les filtres au sable lorsque la température de l'eau était inférieure à 7 °C. De façon plus générale, Bouillot *et al.* (1992) ont observé que le taux d'enlèvement de l'azote ammoniacal dans le CAB était plus élevé que dans le sable quelle que soit la température. De plus, Prévost *et al.* (1992b) ont observé qu'un charbon actif macroporeux offrait plus de protection aux bactéries nitrifiantes qu'un charbon actif microporeux en eaux froides (1 °C). Dans le même sens, la figure 5.4 montre le suivi en parallèle de l'effluent d'un filtre industriel garni de CAB macroporeux et de l'effluent d'un filtre industriel contenant du CAB microporeux pendant la fonte printanière des neiges. Cette figure permet de visualiser l'effet du type de charbon actif utilisé et de la température sur l'efficacité de la nitrification d'un filtres au CAB. En effet, le charbon actif macroporeux supporte une biomasse nitrifiante même en eaux froides (15 à 20 % d'enlèvement lorsque la température de l'eau est près de 0,5°C). De plus, lorsque la température est supérieure à 4°C, la nitrification devient progressivement plus efficace dans les deux filtres au CAB. Il est cependant intéressant de noter que ces variations de température n'ont pas affecté l'efficacité globale des deux filtres au CAB au niveau de l'enlèvement du COT.

5.4.2 Influence des variations de charge de nutriments

La biomasse nitrifiante présente dans les filtres au CAB s'adapte lentement aux fortes fluctuations de concentration d'azote ammoniacal de leur affluent. En effet, les figures 5.5 et 5.6 montrent les résultats d'un essai d'ajout d'azote ammoniacal à l'affluent d'un filtre au sable-CAB. Un autre filtre au sable-CAB en parallèle a été examiné pour fin de référence. De l'azote ammoniacal a été ajouté dans l'affluent d'un filtre au sable-CAB sous forme de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ avec une concentration estimée à 0,37 mg N/l. Des phosphates ont été également ajoutés dans cet affluent sous forme de KH_2PO_4 avec une concentration de

0,08 mg P/l. Il faut noter que ce type d'essai a été également effectué avec les mêmes concentrations de phosphates et d'azote mais sous forme de nitrates (KNO₃). Lors de cet ajout de nitrates et de phosphates, aucune différence significative n'a été remarquée pour tous les autres paramètres étudiés (COD, CODB, azote ammoniacal et autres). Les figures 5.5a, 5.5b, 5.5c et 5.5d montrent les concentrations de différents paramètres mesurées dans l'affluent et l'effluent des filtres au sable-CAB en fonction du temps suivant l'ajout d'azote ammoniacal dans le filtre au sable-CAB #2. Les figures 5.5a et 5.5b montrent qu'une partie de l'azote ammoniacal présente dans l'affluent est transformée immédiatement en nitrates tandis que le reste est probablement adsorbé pendant au moins une heure suivant l'ajout. Par la suite, la capacité d'adsorption d'azote ammoniacal par le filtre s'est progressivement épuisée et il a rejeté de plus en plus d'azote ammoniacal non nitrifié. Une augmentation progressive de l'activité des bactéries nitrifiantes a été également observée par une hausse constante de la concentration en nitrates pendant les soixante minutes suivant le début de l'ajout. Les figures 5.5c et 5.5d indiquent que l'ajout d'azote ammoniacal dans l'affluent du filtre au sable-CAB #2 n'a eu qu'un léger impact positif sur l'enlèvement global du COD dans ce filtre. Il faut noter que tous ces phénomènes de biosorption n'ont pas été observés lors de l'essai d'ajout de nitrates.

L'ajout d'azote ammoniacal et de phosphates dans l'affluent du filtre au sable-CAB (sable-CAB #2) a été maintenu pendant deux semaines. Les concentrations d'azote ammoniacal mesurées à l'effluent du filtre au sable-CAB dopé ont progressivement diminué pendant ces deux semaines. Les figures 5.6a, 5.6b, 5.6c et 5.6d présentent les profils de concentration de différents paramètres mesurés avant et après le lavage des filtres au sable-CAB à la fin de ces deux semaines. Les figures 5.6a et 5.6b montrent qu'une nouvelle biomasse nitrifiante s'est installée dans le filtre dopé et que le lavage a favorisé la

biosorption d'azote ammoniacal (enlèvement d'azote ammoniacal sans production de nitrates). Les figures 5.6c et 5.6d présentent les profils de COD et de CODB avant et après le lavage des deux filtres au sable-CAB. Ces profils ont des allures semblables sauf pour la concentration en COD de l'effluent du filtre au sable-CAB #2, dopé et fraîchement lavé, qui est légèrement plus faible. Cet enlèvement supplémentaire ne se reflète pas sur la concentration en CODB de la même eau. Il s'agit donc d'un enlèvement supplémentaire de carbone organique réfractaire (COR) à la biodégradation dans la couche de sable où s'effectuait de la nitrification avant lavage. Cette différence signifie que du COR a été biosorbé grâce à la présence de bactéries nitrifiantes car ce phénomène n'est pas aussi prononcé sur l'effluent du filtre au sable-CAB #1 sans ajout d'azote ammoniacal après lavage. Ce phénomène est toutefois à vérifier étant donné la faible quantité de résultats enregistrés.

5.4.3 Influence des substances inorganiques

Les éléments présents dans l'affluent d'un filtre au CAB et qui s'adsorbent progressivement sur le charbon peuvent affecter la capacité de nitrification d'un filtre au CAB. En effet, Bédard *et al.* (1996), présenté à l'annexe 3, ont montré avec l'aide de petits bioréacteurs que des métaux lourds ou du calcium adsorbés au CAB macroporeux pouvaient affecter sa capacité de nitrification surtout en eaux froides (figure 5.7).

En effet, les éléments adsorbés au CAB sont susceptibles de faire varier les caractéristiques du biofilm développé en occupant les sites disponibles (Pilard *et al.*, 1994) ou en inhibant sa croissance. Dans le même sens, la présence de flocs dans l'affluent d'un filtre au sable-CAB placé en premier étage de filtration peut influencer négativement sa

capacité de nitrification surtout en eaux froides. La figure 5.8 déjà montrée au chapitre II (Niquette *et al.*, 1996) montre l'effet bénéfique de l'enlèvement du floc retenu dans un filtre au sable-CAB par son lavage avec de l'eau non chlorée. Cette figure permet également de constater que la présence de flocs avait peu d'impact sur la nitrification en eaux plus chaudes et que les filtres au sable-anthracite enlèvent peu d'azote ammoniacal. La présence de flocs peut donc empêcher la diffusion du substrat vers la biomasse fixée.

5.4.4 Compétition entre les bactéries hétérotrophes aérobies et les bactéries nitrifiantes

Il est important de créer des conditions favorables à la biomasse nitrifiante dans un filtre au CAB car lorsque de l'azote ammoniacal et des composés organiques biodégradables sont en présence dans un filtre biologique, il y a une compétition qui s'établit entre les bactéries nitrifiantes et les bactéries hétérotrophes pour la consommation d'oxygène et l'espace de biofilm. Ainsi, Bédard *et al.* (1996) ont noté que la densité de biomasse hétérotrophe augmentait de façon linéaire avec le temps de contact et que l'enlèvement d'azote ammoniacal était effectué principalement en surface de petits bioréacteurs (TCFV inférieurs à 3 min.). Une telle compétition peut aussi mener à une détérioration temporaire de l'efficacité de la nitrification et à l'apparition de nitrites (Manem et Rittmann, 1992a). D'un autre côté, lorsque ces conditions ne sont pas limitantes, une interaction bénéfique entre les bactéries nitrifiantes et les bactéries hétérotrophes est possible. Ainsi, pour les faibles concentrations de carbone organique présentes dans les eaux à potabiliser, l'activité des nitrifiantes peut améliorer la croissance des bactéries hétérotrophes et ainsi augmenter

l'utilisation de contaminants organiques sous forme de trace (Furumai et Rittmann, 1992; Manem et Rittmann, 1992b; Rittmann et Brunner, 1984).

5.5 Conclusions

La revue des connaissances concernant la microbiologie des bactéries nitrifiantes et la nitrification lors du traitement de l'eau potable a permis de faire ressortir les principaux facteurs pouvant influencer la nitrification dans un filtre au CAB:

- 1) les caractéristiques physico-chimiques de l'eau traitée (température, pH, oxygène dissous, alcalinité, dureté);
- 3) la composition de l'eau traitée (concentration en azote ammoniacal, concentration en CODB, composantes du CODB);
- 4) les caractéristiques des matériaux filtrants utilisés (capacité d'adsorption maximale, propriétés d'adsorption/désorption envers la biomasse, capacité de protection de la biomasse, hauteur des matériaux filtrants utilisés, porosité du CAB utilisé);
- 5) la présence de plusieurs populations bactériennes et leur densité (interactions entre la biomasse hétérotrophe et la biomasse nitrifiante, stratification des différentes communautés bactériennes);
- 6) les inhibiteurs de biomasse (calcium adsorbé, métaux lourds adsorbés, présence de flocs, présence de chlore dans l'eau de lavage);
- 7) les forces de cisaillement s'appliquant sur le biofilm (vitesse de l'eau filtrée, vitesse de l'eau de lavage à contre-courant).

Les résultats obtenus dans le cadre de cette étude ont permis de préciser l'influence de certains de ces facteurs. La température s'est avéré comme étant le facteur dominant. Les

caractéristiques des matériaux filtrants utilisés lors de la filtration biologique a également de l'importance surtout en eaux froides. La présence de métaux lourds ou de calcium fixés sur le CAB peut également nuire à la nitrification en eaux froides.

Tous les facteurs énumérés ont un impact plus ou moins important sur la capacité de nitrification d'un filtre au CAB. De plus, il est difficile d'isoler chaque facteur car ils sont tous reliés. Ainsi, la combinaison de certains facteurs peut avoir des effets plus nocifs sur la nitrification que leur effet pris séparément. Il est donc essentiel qu'une étude portant sur la nitrification dans les filtres au CAB soit effectuée afin de déterminer l'importance de chaque facteur identifié et d'examiner leur possible synergie.

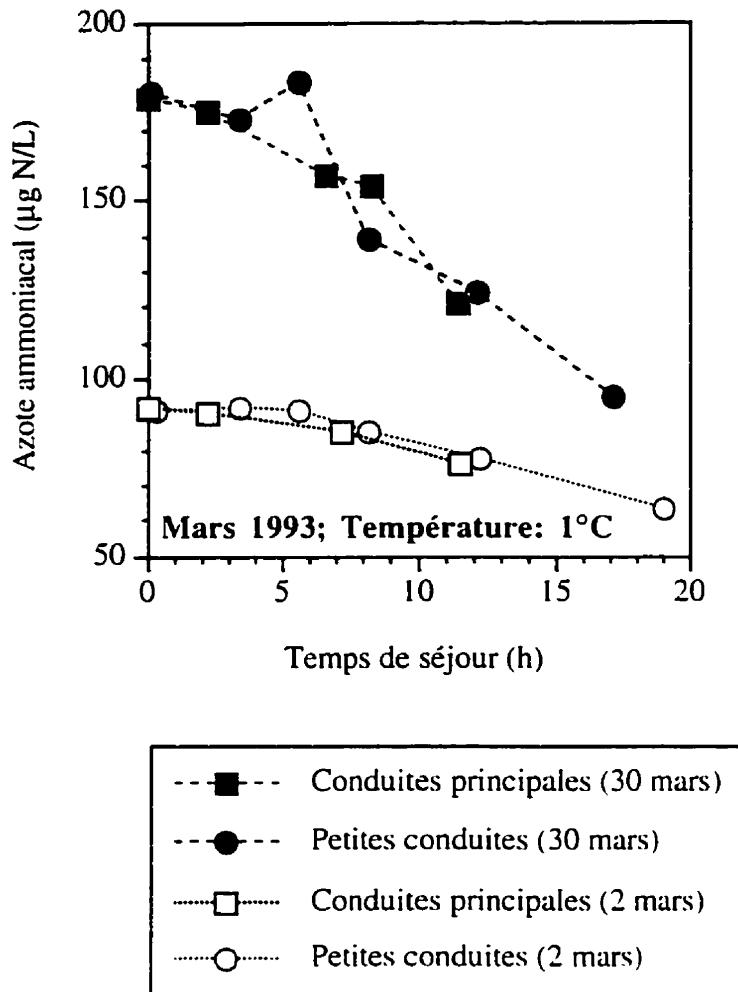


Figure 5.1 Nitrification dans le réseau de distribution de l'usine Ste-Rose alimenté par de l'eau désinfectée au bioxyde de chlore; petites conduites de 15 cm de diamètre; conduites principales de > 20 cm de diamètre

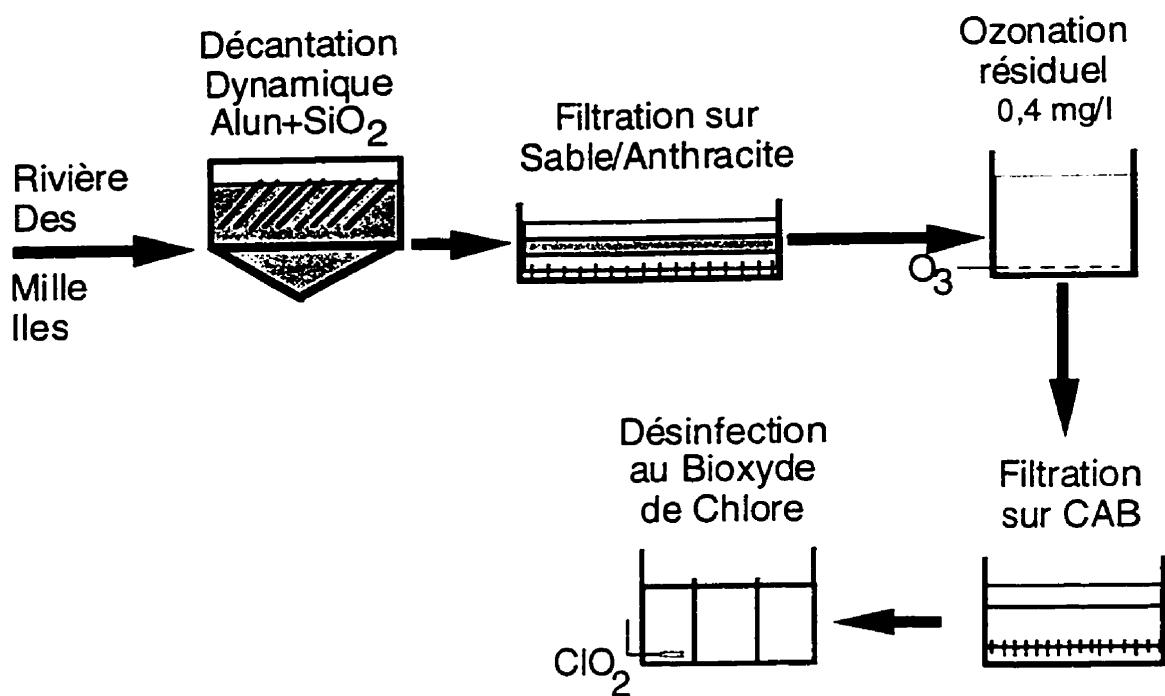


Figure 5.2 Schéma d'écoulement de l'usine Ste-Rose

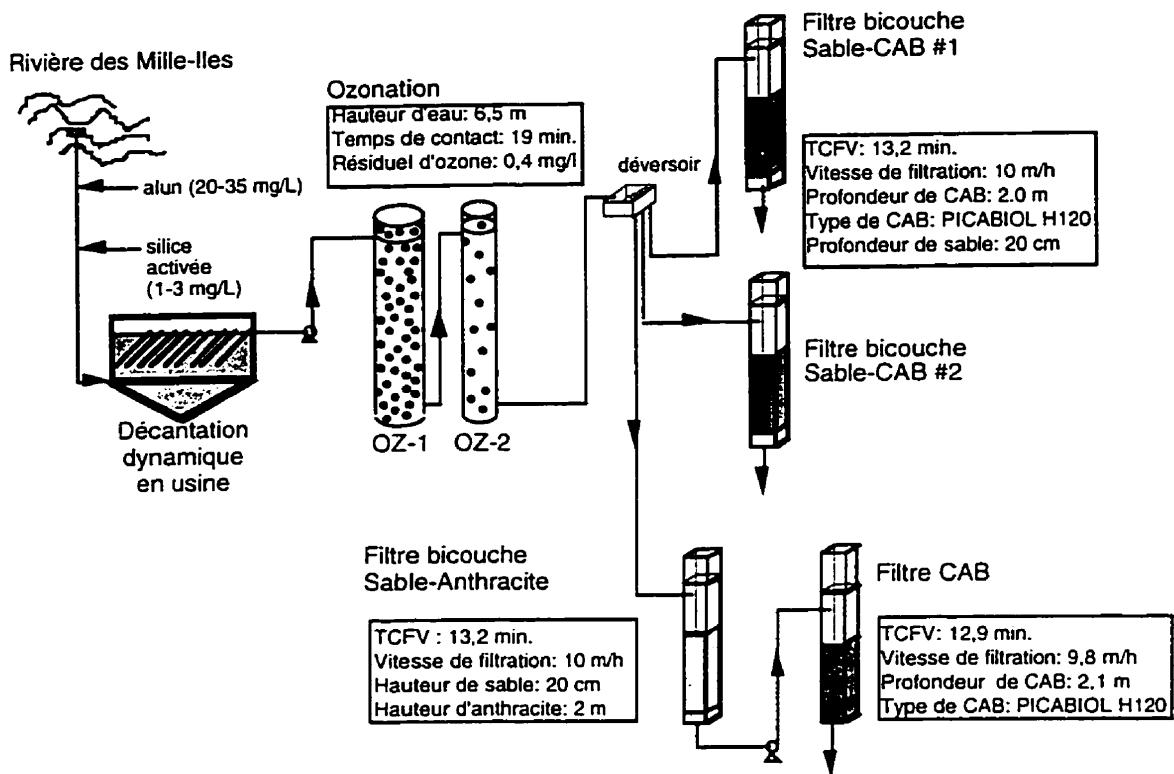


Figure 5.3 Schéma du montage pilote

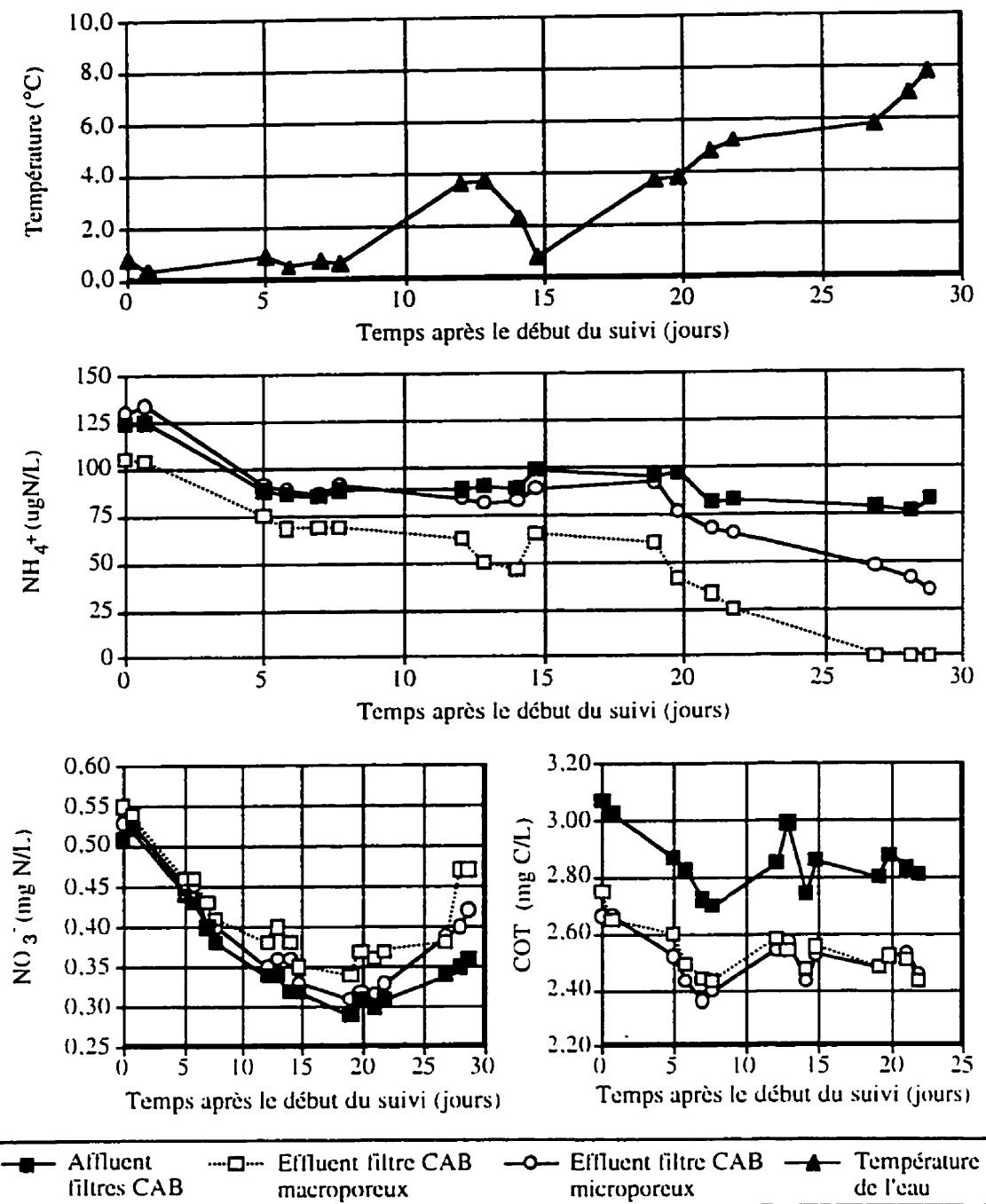


Figure 5.4 Suivi de l'effluent de filtres CAB de l'usine de filtration Ste-Rose
(du 95.03.22 au 95.04.20)

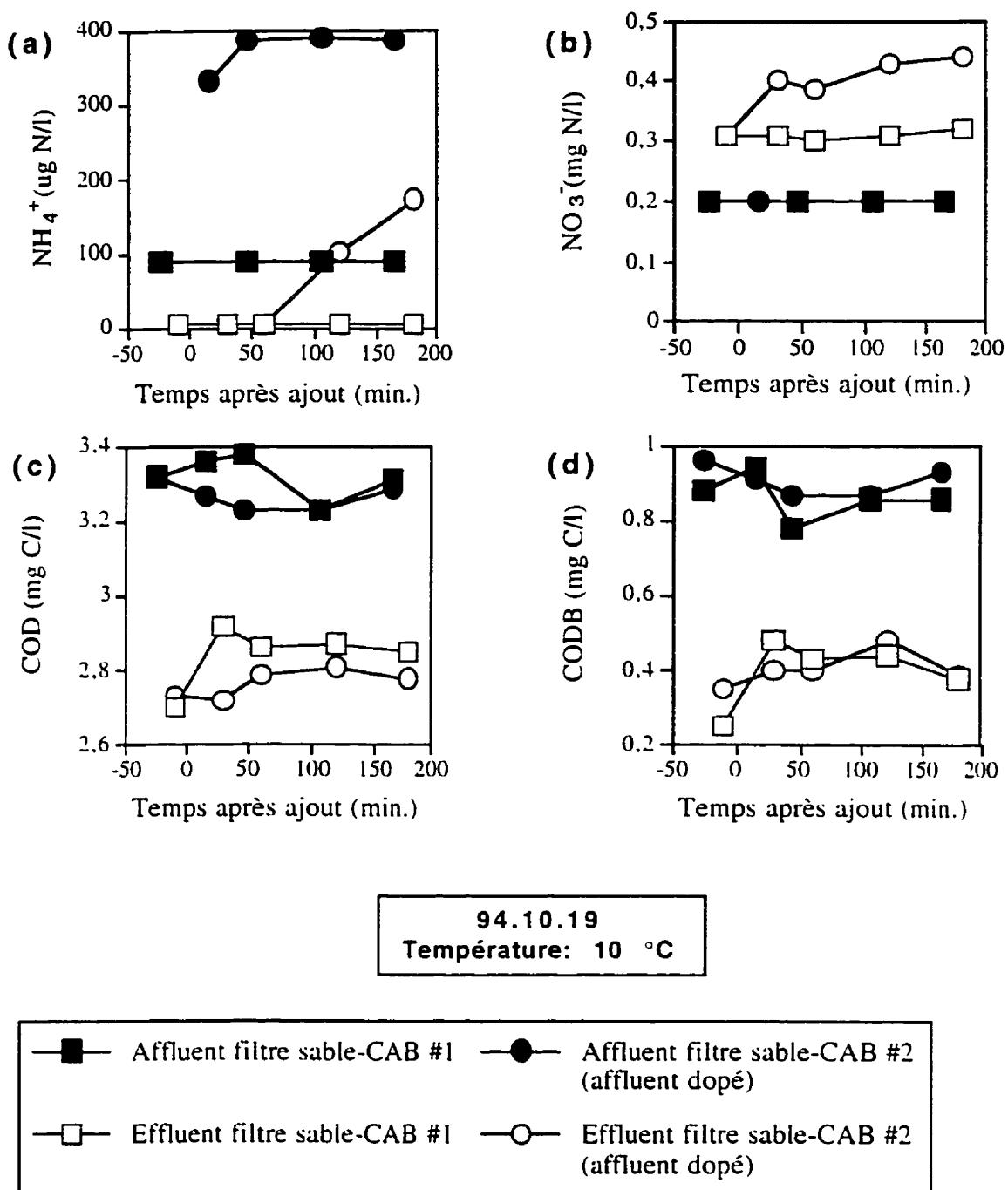


Figure 5.5 Suivi du début de l'ajout d'azote ammoniacal à l'affluent du filtre sable-CAB #2

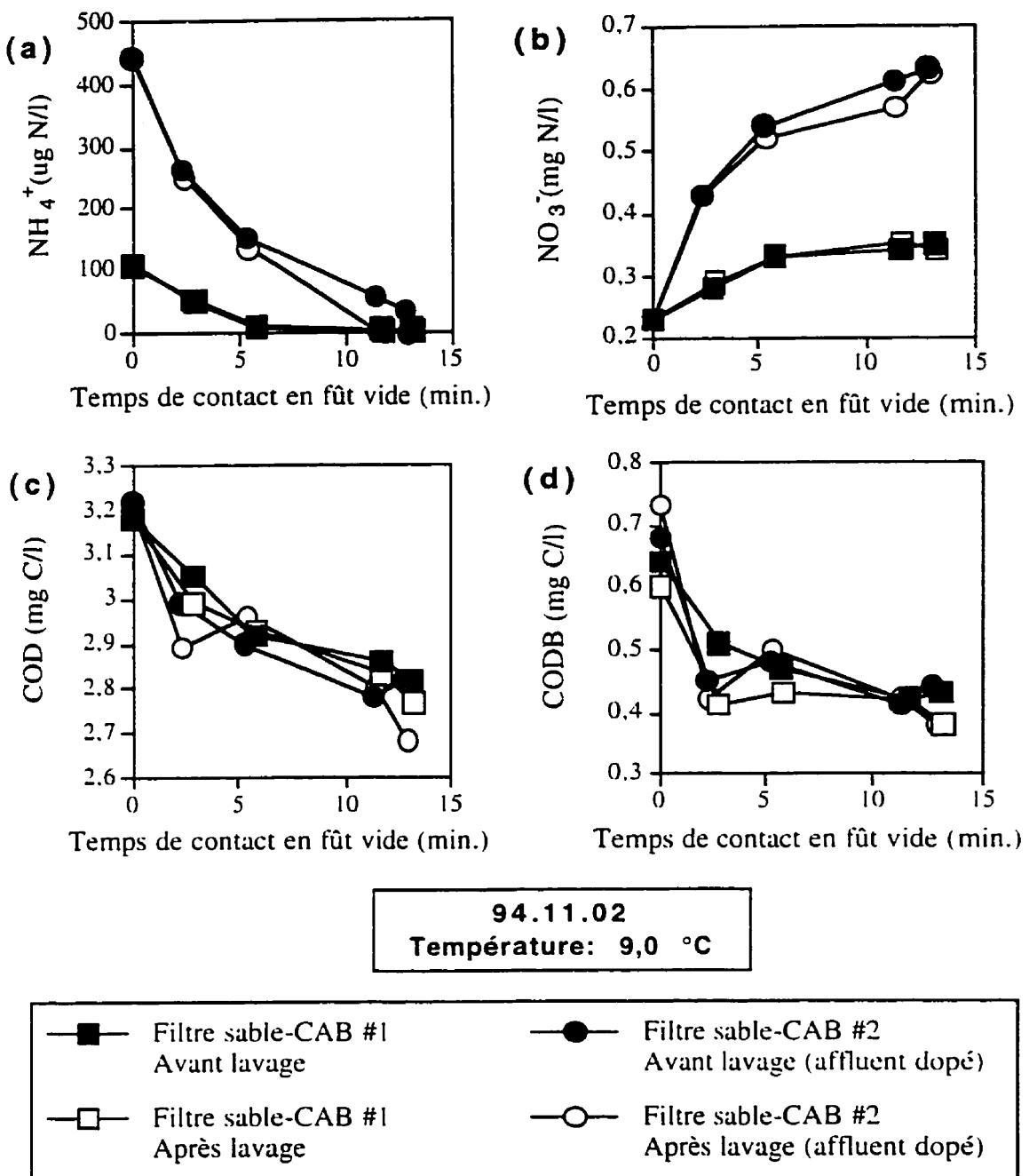


Figure 5.6 Profils dans les filtres sable-CAB deux semaines après l'ajout d'azote ammoniacal à l'affluent du filtre sable-CAB #2

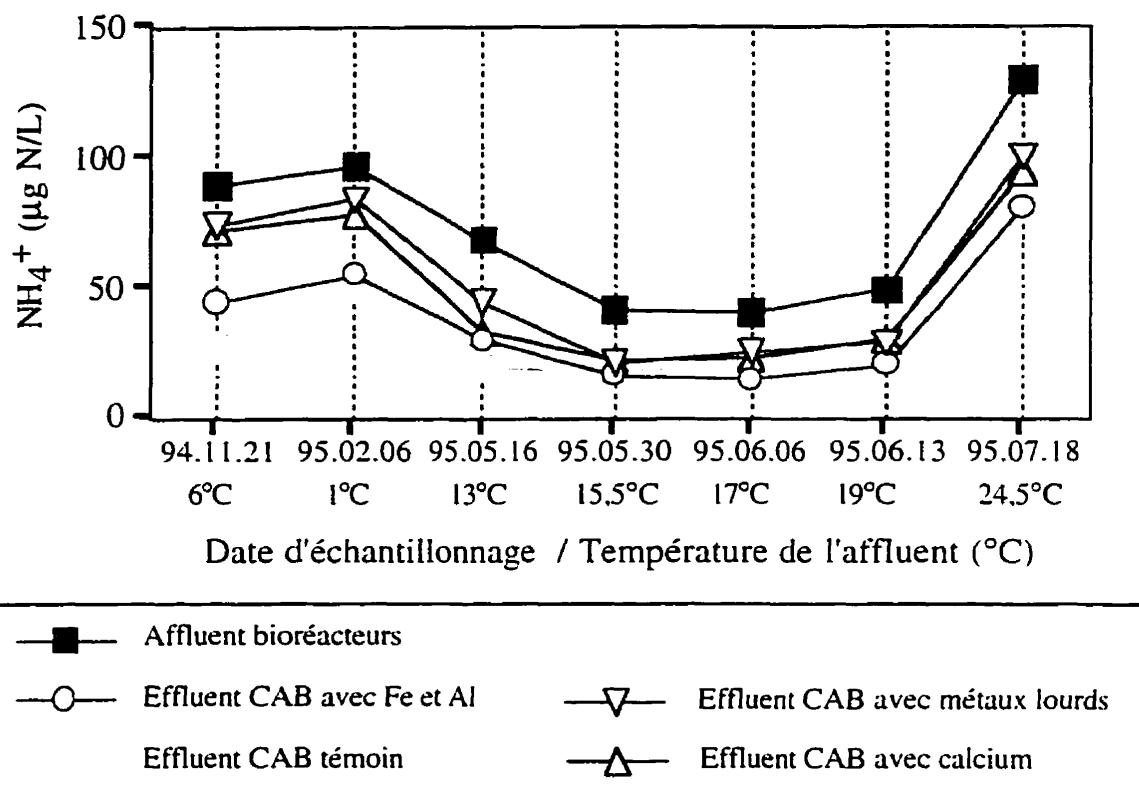


Figure 5.7 Influence de métaux adsorbés au CAB sur la nitrification

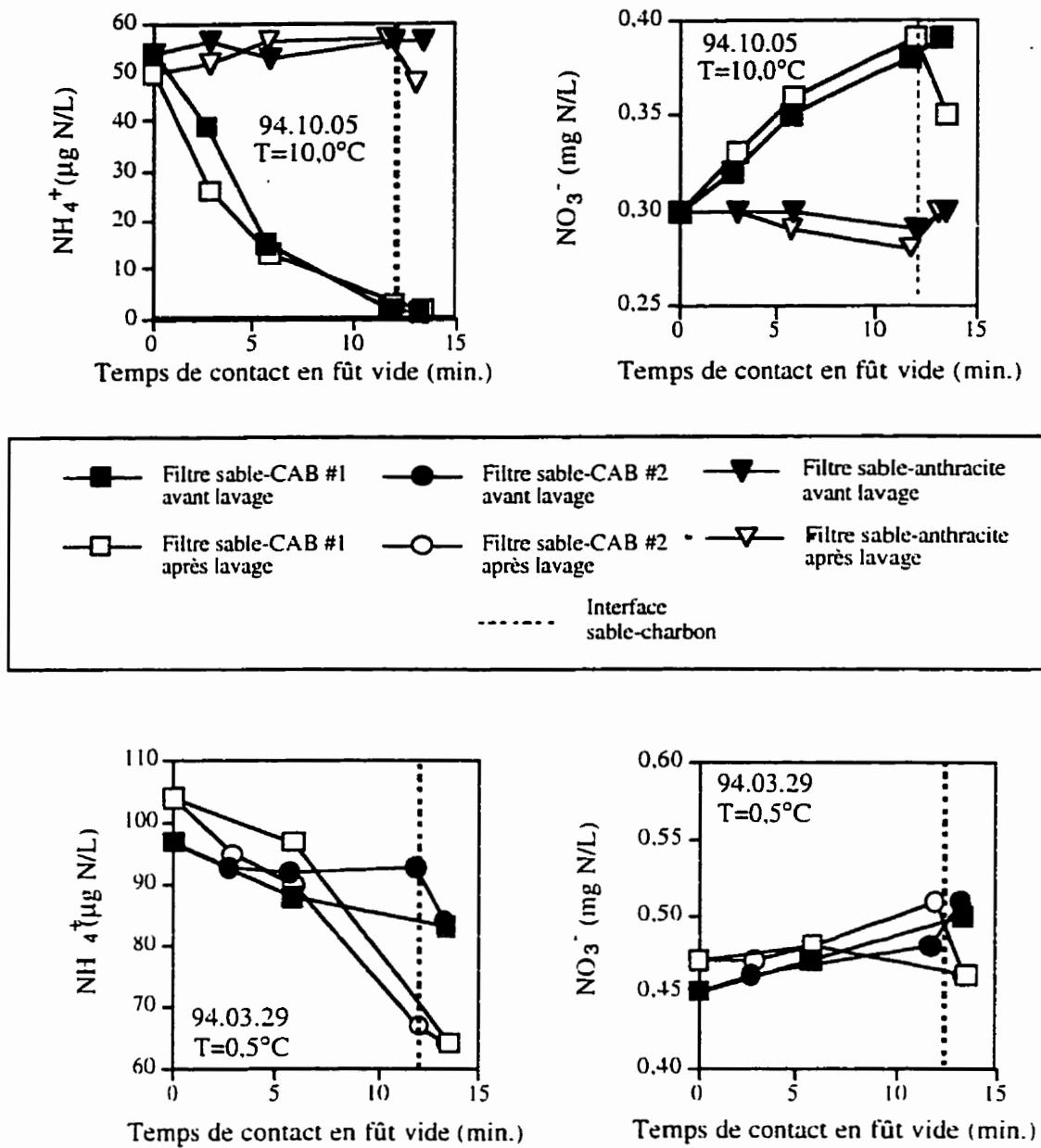


Figure 5.8 Effets du matériau filtrant, de la température et du lavage de filtre sur l'efficacité de la nitrification dans des filtres en premier étage

DISCUSSION GÉNÉRALE

La performance de la filtration sur CAB a été évaluée dans différentes conditions. Ces conditions résultaient de l'influence de certains facteurs présents naturellement, induits par l'exploitation ou délimités lors de la conception même des filtres. Les facteurs nuisibles caractérisés séparément pendant cette étude étaient: l'accumulation de flocs et de particules dans les filtres placés en premier étage de filtration, l'utilisation de matériaux filtrants inadéquats pour l'attachement bactérien, la présence de métaux adsorbés sur le matériau filtrant, la fluctuation des caractéristiques de l'affluent et l'arrêt de filtration. L'évaluation de chaque facteur a été faite selon leur influence particulière sur la capacité de biodégradation de la matière organique et de l'azote ammoniacal de la filtration sur CAB. L'annexe 2 a montré que l'utilisation de petits bioréacteurs permettant la mesure rapide des concentrations de CODB présentes à l'affluent et à l'effluent des filtres au CAB facilitait cette évaluation.

La stabilité de la performance de filtres au sable-CAB et de filtres au sable-anthracite en premier étage de filtration a été évaluée plus particulièrement à cause de l'exposition fréquente de ces filtres à des conditions défavorables. Les chapitres II et III ont montré que l'anthracite n'était pas un matériau propice à l'enlèvement des composés biodégradables étudié. Les résultats présentés à l'annexe I ont même démontré que les durées de cycles des filtres au sable-CAB placés en premier étage de filtration étaient supérieures à celles de filtres sable-anthracite. L'utilisation d'un matériau filtrant favorisant l'attachement bactérien apparaît donc essentielle lors de la filtration biologique de l'eau potable et elle n'influence pas négativement les paramètres hydrauliques d'exploitation.

Les chapitres II et III mettent en évidence la qualité de l'eau produite par la filtration sur sable-CAB placée en premier étage de filtration était équivalente à celle d'une filière biologique en deux étages. Toutefois, l'accumulation de flocs et particules dans les filtres au sable-CAB en eaux froides (température de 0,5 °C lors de la fonte printanière des neiges) peut provoquer une baisse notable de leur performance. La modélisation des résultats présentée à l'annexe 4 a confirmé que la capacité de biodégradation des filtres CAB était affectée dans ces conditions. Toutefois, le lavage des filtres à l'eau non chlorée peut rétablir l'efficacité des filtres CAB. Il apparaît judicieux d'optimiser le procédé de coagulation-flocculation en fonction de l'enlèvement de la matière organique particulaire afin de limiter l'accumulation de flocs et de particules dans les filtres au sable-CAB et ainsi de limiter ses effets négatifs. Les paramètres d'exploitation des filtres au sable-CAB, comme la longueur des cycles de filtration, pourraient aussi être ajustés pour maximiser la performance de filtres au niveau de l'enlèvement des composés biodégradables. Les résultats présentés à l'annexe 3 ont montré que la performance de la filtration sur CAB pouvait être affectée par la présence de métaux adsorbés sur les grains de charbon surtout en eaux froides.

L'arrêt de filtration a été identifié au chapitre IV comme étant le facteur dominant pouvant influencer l'efficacité de filtres au CAB placés en deuxième étage de filtration. En effet, un arrêt de filtration sans lavage de filtre subséquent a provoqué une dégradation de la qualité de l'effluent de filtres au CAB dans les premières minutes suivant leur remise en service. Le lavage de ces filtres avant leur remise en service a permis d'éliminer ces impacts en permettant l'évacuation des composés s'accumulant dans les filtres pendant leur arrêt.

Un essai permettant l'augmentation subite de la vitesse de filtration d'un filtre au CAB de 10 m/h à 15 m/h a été tenté. Malheureusement, le mécanisme d'alimentation des filtres pilotes utilisés (déversoir en "V" coulissants) ne permettaient pas d'ajuster rapidement la vitesse de filtration de façon précise. Les résultats obtenus n'ont pas été présentés car les conditions de cet essai n'ont pu être contrôlées de façon satisfaisante. Il va sans dire que la vitesse de filtration est un facteur important quoique dans des gammes de 5 à 15 m/h, le temps de contact domine.

Les facteurs contrôlant la nitrification de l'azote ammoniacal dans les filtres au CAB sont peu connus. Le chapitre V révèle les principaux facteurs identifiés dans la littérature: les caractéristiques physico-chimiques de l'eau traitée (température, pH, concentration en oxygène dissous, alcalinité, dureté); la composition de l'eau traitée (concentration en azote ammoniacal, concentration en CODB, composantes du CODB); les caractéristiques des matériaux filtrants utilisés (capacité d'adsorption maximale, propriétés d'adsorption/désorption envers la biomasse, capacité de protection de la biomasse, hauteur des matériaux filtrants utilisés, porosité du CAB utilisé); la présence de plusieurs populations bactériennes et leur densité (interactions entre la biomasse hétérotrophe et la biomasse nitrifiante, stratification des différentes communautés bactériennes); les inhibiteurs de biomasse (calcium adsorbé, métaux lourds adsorbés, présence de flocs, présence de chlore dans l'eau de lavage); les forces de cisaillement s'appliquant sur le biofilm (vitesse de l'eau filtrée, vitesse de l'eau de lavage à contre-courant). Des résultats obtenus dans le cadre de cette étude et regroupés dans le chapitre V ont permis d'identifier la température comme étant le facteur principal affectant la nitrification.

CONCLUSION GÉNÉRALE

Tous les chapitres et les annexes présentés dans cette thèse ont permis d'identifier plusieurs facteurs influençant la stabilité de la performance de la filtration sur CAB. L'influence de chacun de ces facteurs a été caractérisée. Ainsi, l'objectif primordial de cette thèse a été atteint.

Des stratégies permettant de minimiser l'impact de facteurs identifiés ont été élaborées.

Celles-ci sont:

- 1) l'utilisation d'un matériau filtrant macroporeux optimisant l'attachement bactérien, exempt de métaux adsorbés et permettant une biodégradation efficace des composés organiques dissous et de l'azote ammoniacal;
- 2) l'optimisation du procédé de coagulation-flocculation-décantation basée sur l'enlèvement du COT afin de minimiser la présence de flocs et de particules dans les filtres au sable-CAB placés en premier étage de filtration;
- 3) la mesure régulière des profils de concentration de l'azote ammoniacal et de composés organiques biodégradables dans un filtre au CAB entre deux lavages de filtre, surtout en eaux froides, afin de déterminer la durée optimale de son cycle de filtration;
- 4) l'application d'un lavage de filtre suite à un arrêt de filtration afin d'éliminer les composés indésirables formés dans le filtre pendant l'arrêt.

Cette étude a également souligné qu'il est important de mieux connaître les différentes populations bactériennes et les autres organismes présents lors du traitement et de la distribution de l'eau potable. Ainsi, il serait souhaitable d'étudier l'influence de la présence de bactéries autotrophes (dont les bactéries nitrifiantes), de bactéries anaérobies, de bactéries anaérobies facultatives et d'organismes plus évolués lors du traitement de l'eau potable afin de produire une eau dont la qualité est stable et supérieure...

RÉFÉRENCES

AFNOR (1990) Eaux Méthodes d'Essai. Dosage de l'azote ammoniacal par méthode colorimétrique au bleu d'indophénol. méthode # T90-015, 4ème édition. Association Française de Normalisation, France.

ASCE et AWWA (1990) Water Treatment Plant Design, 2ème édition, Mc-Graw-Hill Publishing Company, New York, 598 p.

ATLAS, R.M. et BARTHA, R. (1993) Microbial ecology: fundamentals and applications, 3ème édition, Benjamin/Cumming éditeurs, Redwood city, CA, États-Unis.

AWWA COMMITTEE REPORT (1981) An Assessment of Microbial Activity on GAC. J. AWWA, 73, 8, 447-454.

BABLON, G., VENTRESQUE, C. et BEN AIM, R. (1987) Évolution des techniques de filtration rapide: le bicouche sable-charbon actif. T.S.M.-L'eau, 87, 4, 153-160.

BABLON, G., VENTRESQUE, C. et BEN AIM, R. (1988) Developing a Sand-GAC Filter to Achieve High-Rate Biological Filtration. J. AWWA, 80, 12, 47-53.

BABLON, G., BELLAMY, W.D., BILLEN, G., BOURBIGOT, M.M., DANIEL, B., ERB, F., GOMELLA, C., GORDON, G., HARTEMANN, P., JORET, J.C., KNOCKE, W., LANGLAIS, B., LAPLANCHE, A., LEGUBE, B., LYKINS, B., MARTIN, G., MARTIN, N., MONTIEL, A., MORIN, M.F., MILTNER, R.S.,

PERRINE, D., PRÉVOST, M., RECKHOW, D.A., SERVAIS, P., SINGER, P.C., SPROUL, O.J. et VENTRESQUE, C. (1991) Practical Application of Ozone: Principles and Case Studies. Ozone in Water Treatment: Application and Engineering. Langlais B., Reckhow D.A. et Brink D.R. éditeurs, Lewis Publisher, Chelsea, Michigan, 133-316.

BARIBEAU, H., COALLIER, J., ROMPRÉ, A., MAILLY, J., PRÉVOST, M. (1995) Étude de l'évolution de la qualité de l'eau dans les réseaux de distribution d'eau potable. Rapport d'étape 4: Campagnes d'échantillonnage des réseaux, projet CDT 7232, projet MEF 3331.13.91.02.

BEAUDET, J.F., PRÉVOST, M., ARCOUETTE, N., NIQUETTE, P. et COALLIER J. (1996) Controlling Annelids in Biological Activated Carbon Filters. Proc. AWWA Water Quality Technology Conference, Boston, MA. 17-20 novembre.

BÉDARD, É.C., PRÉVOST, M. et NIQUETTE, P. (1996) Effect of Flocs and Adsorbed Metals on Biological Activated Carbon Filtration of Drinking Water. Article à soumettre au J. of Water Supply Res. and Tech. - AQUA.

BERNE, F., MERLET, N., LEGUBE, B. et CAUCHI, B. (1994) Evolution of amino acids and dissolved organic matter during drinking water treatment: correlation with BDOC and long term chlorine demand. Proc. Conf. Internationale sur la matière organique biodégradable, Montréal, Canada, 15-17 juin.

BILLEN, G., SERVAIS, P., BOUILLOT, P. et VENTRESQUE, C. (1992) Functioning of biological filters used in drinking-water treatment - the Chabrol model. J. Water Supply Research and Technology - Aqua, 41, 4, 231-241.

BOCK, E., KOOPS, H.P. et HARMS, H. (1986) Cell Biology of Nitrifying Bacteria. Nitrification. J.I. Prosser, ed. Washington, D.C.: IRL Press.

BONNET, M.C., WELTE, B., MONTIEL, A. et DORÉ, M. (1991) Élimination du Carbone organique biodégradable par les procédés de traitement biologique sur les filières de production d'eau potable. Envir. Tech., 12, 217-229.

BOUILLOT, P., ROUSTAN, J.L., ALBAGNAC, G. et CADET, J.L. (1992) Biological Nitrification Kinetics At Low Temperature In A Drinking-Water Production Plant, Water Supply, 10, 3: 137-153.

BOUWER, E.J. et CROWE, P.B. (1988) Biological Processes in Drinking Water Treatment. J. AWWA, 80, 9, 82-93.

BRINKHURST, R.O. et GELDER, S.R. (1991) Annelida: Oligochaeta and Branchiobdellida. Chapter 12 of Ecology and Classification of North American Freshwater Invertebrates, Academic Press, Inc. 401-417.

CHRISTENSEN, M.H. et HARREMOËS, P. (1977) Biological denitrification of sewage: a literature review. Prog. Wat. Tech., 8, 4-5, 509-555.

COFFEY, B.M., KRASNER, S.W., SCLIMENTI, M.J., HACKER, P.A. et GRAMITH, J.T. (1995) A Comparison of Biologically Active Filters for the Removal of Ozone By-products, Turbidity, and Particles, Proc. AWWA Water Quality Technology Conference, New Orleans, LA, États-Unis, 12-16 nov.

CUNLIFFE, D.A. (1991) Bacterial Nitrification in Chloraminated Water Supplies, Appl. and Env. Microbiology, 57, 11: 3399-3402.

DESJARDINS, R. (1988) Le traitement des eaux. 2ème édition revue, Éditions de l'École Polytechnique de Montréal, Montréal.

DIRECTIVES DE LA COMMUNAUTÉ ÉCONOMIQUE EUROPÉENNE (1980) Directive du Conseil du 15 juillet 1980 relative à la qualité des eaux destinées à la consommation humaine. no. 80/779/CEE, Journal officiel des communautés européennes, 23, L 229, 11-29.

DORÉ, M. (1989) Chimie des Oxydants & Traitement des Eaux. Technique et Documentation-Lavoisier, Paris, 505 p.

FOCHT, D.D. et VERSTRAETE, W. (1977) Biochemical Ecology of Nitrification and Denitrification. Adv. Microb. Ecol., 1, 135-214.

FURUMAI, H. et RITTMANN B.E. (1992) Advanced Modelling of Mixed Populations of Heterotrophs and Nitrifiers Considering the Formation and exchange of Soluble Microbial Products, Wat. Sci. Tech., 26, 3-4, 493-502.

GLAZE, W.H., KOGA, M., CANCILLA, D., WANG, K., MCGUIRE, M.J., LIANG, S., DAVIS, M.K., TATE, C.H. et AIETA, E.M. (1989) Evaluation of Ozonation By-products From Two California Surface Waters, J. of AWWA, 81, 8, 66.

GOTTSCHALK, G. (1986) Bacterial Metabolism, 2ème édition, Springer-Verlag.

HUREIKI, L., GAUTHIER, C. et PRÉVOST, M. (1996) Study of the evolution of total amino acids in two drinking water treatment chains. Proc. Conf. Water By-products, Poitiers, France, 29-30 sept., sous presse pour publication dans Sciences de l'eau.

HOVANEC, T.A. et DELONG, E.F. (1996) Comparative analysis of nitrifying bacteria associated with freshwater and marine aquaria. Appl. and Env. Microbiology, 62, 8, 2888-2896.

KNOWLES, R. (1982) Denitrification. Microbiological Reviews, 46, 1, 43-70.

KRASNER, S.W., SCLIMENTI, M.J. et COFFEY, B.M. (1993) Testing Biologically Active Filters for Removing Aldehydes Formed During Ozonation. J. AWWA, 85, 5, 62-71.

KRASNER, S.W., SCLIMENTI M.J. et HWANG, C.J. (1989) Experiences with Implementing a Laboratory Program to Sample and Analyze for DBP, Disinfection By-Products: Current Perspectives, Rapport AWWA, Denver, États-Unis.

LECHEVALLIER, M.W., BECKER, W.C., SCHORR, P. et LEE, R.G. (1992) Evaluating the Performance of Biologically Active Rapid Filters. J. AWWA, 84, 4, 136-146.

MANEM, J.A. et RITTMANN, B.E. (1992a) Removing Trace-Level Organic Pollutants in a Biological Filter, J. AWWA, 84, 4, 152-157.

MANEM, J.A. et RITTMANN, B.E. (1992b) The effects of Fluctuations in Biodegradable Organic Matter on Nitrification Filters. J. AWWA, 84, 4, 147-151.

MATSUDA, H., SATO, T., NAGASE, H., OSE, Y., KITO, H. et SUMIDA, K. (1992) Aldehydes as mutagens formed by ozonation of humic substances. The Science of the Total Environment, 114, 205-213.

MERLET, N., MERLET, Y., PRÉVOST, M., DESJARDINS, R. et BABLON, G. (1991) Removal of organic matter in BAC filters: the link between BDOC and chlorine demand. Proc. Conf. AWWA Water Quality Technology Conference, Orlando, FL. États-Unis.

MERLET, N., PRÉVOST M., MERLET, Y. et COALLIER, J. (1992) Enlèvement de la matière organique dans les filtres au CAB. Revue des Sciences de l'Eau, 5, 143-164.

MILTNER, R.J. et SUMMERS, R.S. (1992) A Pilot-Scale Study of Biological Treatment, Proc. Conf. AWWA Water Quality Technology, Vancouver, Canada, 18-22 juin.

MILTNER, R.J., SHUKAIRY, H.M. et SUMMERS, R.S. (1992a) Disinfection By-product Formation and Control by Ozonation and Biotreatment. J. AWWA, 84, 11, 53-62.

MILTNER, R.J., SUMMERS, R.S., WANG, J., SWERTFEGER, J. et RICE, E. W. (1992b) The response of biological filters to backwashing. Proc. AWWA Water Quality Technology Conf., Toronto, Canada, 15-19 novembre.

NIQUETTE, P., PRÉVOST, M., MACLEAN, R.G., THIBAULT, D., COALLIER, J. et DESJARDINS, R. (1996) Effects of filter backwash on the removal of biodegradable organic matter and ammonia in first stage sand-biological activated carbon filters. Soumis pour 2ème révision au J. AWWA, octobre.

NORMES QUÉBÉCOISES (1991) Règlement sur l'eau potable. Éditeur officiel du Québec. Chapitre Q-2, r. 4.1, 8 p.

PAYNE, W.J. (1981) Denitrification. John Wiley & Sons, Inc. Editeurs. New York. États-Unis.

PEPPLER, M.S., HUCK, P.M., FLOWERDEW, G. et ANDERSON, W.B. (1994) Production of endotoxin in a biological drinking water treatment process. Proc. AWWA Water Quality Technology Conf., San Francisco, États-Unis, 6-10 novembre.

PILARD, M., DAGOIS, G., MONTMAGNON, P. et CHESNAU, M. (1994) Influence of Minerals on the Regeneration of Activated Carbon Used in Drinking Water. Water Supply 14, 263-270.

PORTER, K.G. et FEIG, Y.S. (1980) The Use of DAPI for Identifying and Counting Aquatic Microflora. Limnology & Oceanography. 25, 5, 943-948.

PRÉVOST, M. (1990) Programme de recherche sur le CAB - Volet I: Suivi de la performance des filtres industriels. Rapport technique Gendron-Lefebvre consultants. 198 p.

PRÉVOST, M. (1991) Étude de l'impact de la filtration au charbon actif biologique sur la qualité de l'eau potable. Thèse de doctorat, École Polytechnique de Montréal, Canada.

PRÉVOST, M. (1991) Rapport Volet II: Étude de l'enlèvement de la matière organique dissoute dans des filtres à charbon actif biologique. Rapport technique Gendron-Lefebvre consultants.

PRÉVOST, M. (1992) Étude sur la filtration biologique monocouche et multicouche. Rapport technique Gendron-Lefebvre consultants. .

PRÉVOST, M. et DES'ARDINS, R. (1992) Optimization of Biological Processes: Comparison of Dual Media, Second Stage BAC and Slow Sand Filtration. Proc. Conf. AWWA University Forum, Vancouver, Canada, 18-22 juin.

PRÉVOST, M., DESJARDINS, R., ARCOUETTE, N., DUCHESNE, D. et COALLIER, J. (1990) Étude de la performance de filtres à charbon actif biologique (CAB) en eaux froides. Sciences et Techniques de l'eau, 23, 1, 25.

PRÉVOST, M., DESJARDINS, R. et LAFRANCE, P. (1991) Bilan sur le traitement biologique de l'eau potable. Sciences et Techniques de l'Eau, 24, 4, 311-319.

PRÉVOST, M., DESJARDINS, R., COALLIER, J., DUCHESNE, D. et MAILLY, J. (1992a) Comparison of Biodegradable Organic Carbon (BOC) Techniques for Process Control. J. Water Supply Research and Technology - Aqua, 41, 3, 141-150.

PRÉVOST, M., DESJARDINS, R., LAFRANCE, P., DUCHESNE, D. et COALLIER, J. (1992b) Optimization of Biological Activated Carbon (BAC) Filtration of Drinking Water: Effect of Filtration Velocity, Ozone Dosage and Position and Carbon Type. Proc. Conf. AWWA Research Foundation Conf., Winnipeg, Canada, 13-25 sept..

PRÉVOST, M., COALLIER, J., ROMPRÉ, A., SERVAIS, P., LAURENT, P. et LAFRANCE, P. (1996) Suspended bacterial biomass and activity in drinking water distribution systems : Impact of water treatment. Soumis à Water Research.

RECKHOW, D.A. et SINGER, P.C. (1984) The Removal of Organic Halide Precursors by Preozonation and Alum Coagulation, J. AWWA, 76, 4, 151.

RECKHOW, D.A., TOBIASON, J.E., SWITZENBAUM, M.S., McENROE, R., XIE, Y., ZHU, Q., ZHOU, X. et McLAUGHLIN, P. (1992) Control of Disinfection

Byproducts and AOC by Pre-Ozonation and Biologically-Active In-Line Direct Filtration.
Proc. Conf. AWWA Research Foundation, Vancouver, Canada, 18-22 juin, 487-503.

RITTMANN, B.E. et BRUNNER, C.W. (1984) The Nonsteady-state-biofilm Process for Advanced Organics Removal, J. WPCF, 56, 7, 874-880.

RITTMANN, B.E. et SNOEYINK, V.L. (1984) Achieving Biologically Stable Drinking Water, J. AWWA, 76, 10, 106-114.

SCLIMENTI, M., KRASNER, S., GLAZE, W.H. et WEINBERG, H. (1990) Optimisation of the PFBHA Derivatization Method for the Analysis of Aldehydes. Proc. Conf. AWWA Water Quality Technology, San Diego, CA, 11-15 nov..

SERVAIS, P., ANZIL, A. et VENTRESQUE, C. (1989) Simple Method for Determination of Biodegradable Dissolved Organic Carbon in Water, Applied and Envir. Microbiology, 55, 10, 2732-2734.

SERVAIS, P., BILLEN, G. et HASCOËT, M.C. (1987) Determination of the Biodegradable fraction of dissolved organic matter in waters. Water Research, 21, 4, 445-450.

SERVAIS, P., BILLEN, G., VENTRESQUE, C. et BABLON, G.P. (1991) Microbial activity in GAC filters at the Choisy-leRoi treatment plant. J. of AWWA, 83, 2, 62-68.

SERVAIS, P., BILLEN, G., BOUILLOT, P. et BENEZET, M. (1992a) A Pilot Study of Biological GAC Filtration in Drinking-Water Treatment. J. Water Supply Research and Technology - Aqua, 41, 3, 163-168.

SERVAIS, P., LAURENT, P., BILLEN, G. et LEVI Y. (1992b) Étude de la colonisation bactérienne des réseaux de distribution. T.S.M.-L'EAU, 87, 6, 321-326.

SERVAIS, P., BILLEN, G. et BOUILLOT, P. (1994) Biological colonization of granular activated filters in drinking water treatment. Jour. Envir. Eng., 120, 4, 888.

SERVAIS, P., LAURENT P., et RANDON, G. (1995) Comparison of the bacterial dynamics in various French distribution systems, J. of Water Supply Research and Technology - Aqua, 44, 1, 10.

SHUKAIRY, H.M., MILTNER, R.J. et SUMMERS, R.S. (1995) Bromide's Effect on DBP Formation, Speciation and Control: Part 2, Biotreatment. J. AWWA, 87, 10, 71-82.

SHUKAIRY, H.M. et SUMMERS, R.S. (1992) The impact of Preozonation and Biodegradation on Disinfectant By-Product Formation. Water Research, 26, 9, 1217-1227.

SHUKAIRY, H.M., SUMMERS, R.S. et MILTNER, R.J. (1992) Control and Speciation of Disinfection By-Products by Biological Treatment. Proc. Conf. AWWA Research Fondation, Vancouver, Canada, 18-22 juin.

SKADSEN, J. (1993) Nitrification in a distribution System. J. AWWA, 85, 7, 95-103.

SPEITEL, G.E., SYMONS, J.M., DIEHL, A.C., SORENSEN, W.H. et CIPPARONE, L.A. (1993) Effect of Ozone Dosage and Subsequent Biodegradation on Removal of DBP Precursors. J. AWWA, 85, 5, 86-95.

STEWART, M.C., WOLFE, R.L. et MEANS, E.G. (1990) Assesment of the Bacteriological Activity Associated with Granular Activated Carbon Treatment of Drinking Water. Applied and Environmental Microbiology, 56, 12, 3822-3829.

VERSTRAETE, W. et ALEXANDER, M. (1973) Heterotrophic Nitrification in Samples of Natural Ecosystems. Envir. Sci. Tech., 7: 39.

VOLK, C., RENNER, C. et JORET, J.C. (1992) La mesure du CODB: un index du potentiel de reviviscence bactérien des eaux. Revue des sciences de l'eau, 5, 189-205.

VOLK, C., LECHEVALLIER, M., et WELCH N. (1996) Limiting coliform regrowth through control of nutrient levels. Proc. Conf. Atelier de recherche sur les matières organiques naturelles, Poitiers, France, 18-19 septembre.

VON GUNTEN, U. et HOIGNÉ, J. (1992) Factors Controlling the Formation of Bromate During Ozonation of Bromide-Containing Waters. J. Water Supply Research and Technology -Aqua, 41, 299.

WATSON, S.W., BOCK, E. HARMS, H., KOOPS, H.P. et HOOPER A.B. (1989) Nitrifying bacteria. Dans: Bergey's Manual of Systematic Bacteriology. vol. 3, Éditeurs: Staley, M.P., Bryant, N., Pfenning, N., Holt J.G., The Williams & Wilkins Co., Baltimore, 1808-1834.

WEINBERG, H.S., GLAZE, H., KRASNER, S.W. et SCLIMENTI, M.J. (1993) Formation and Removal of Aldehydes in Plants that Use Ozonation. J. AWWA, 85, 5, 72-85.

YAMADA, H. et SUMIYA, I. (1989) Determination of Carbonyl Products in Ozonated Waters by the PFBHA Method. Ozone Sci. & Eng., 11, 2, 127.

ANNEXE 1:
**EXPLOITATION DES FILTRES BICOUCHES
AU SABLE ET CHARBON ACTIF BIOLOGIQUE**

THIBAULT, D., DESJARDINS, R., PRÉVOST, M..
NIQUETTE, P. et LACHAPELLE, J. (1996)

sous presse, parution confirmée dans le prochain numéro disponible de la
Revue canadienne de génie civil.

RÉSUMÉ

La filtration biologique est un procédé de traitement qui permet de réduire à la fois les concentrations de matière organique biodégradable et celles des précurseurs de sous-produits de désinfection. Dans le but de perfectionner cette technique, nous avons observé, sur une installation pilote de 2 m³/d, les effets causés par: a) les variations de la durée des cycles de filtration; b) la hauteur de submersion au dessus des milieux filtrants; c) le mélange des matériaux filtrants. Lors des essais nous avons mesuré les pertes de charge, la turbidité, le degré d'expansion des matériaux filtrants pendant les lavages ainsi que le degré de mélange des matériaux filtrants dans le filtre. Les résultats de ces essais ont montré que lorsque la température des eaux brutes est supérieure à 10°C, il peut être nécessaire d'augmenter la fréquence de lavage des filtres afin de contrôler la croissance d'organismes supérieurs. La hauteur de submersion n'a pas d'effet sur l'évolution des pertes de charge dans les filtres à sable et charbon actif biologique. Par contre, lorsque ces deux matériaux ne sont pas bien séparés, nous avons observé des taux de développement de perte de charge plus élevés.

Mots clés: eau potable, filtration biologique, charbon actif biologique, pertes de charge, filtres biologiques, filtration rapide.

1. Introduction

Les normes de qualité de l'eau potable sont en révision au Canada, aux États-Unis et dans les pays membres de la Communauté Économique Européenne (CEE). La révision de ces normes vise principalement l'amélioration de la qualité microbiologique de l'eau et l'abaissement des concentrations des sous-produits de désinfection. Dans une filière de traitement classique (coagulation - floculation - décantation - filtration rapide - désinfection) une meilleure qualité microbiologique peut être obtenue en augmentant la dose de désinfectant, ce qui entraîne généralement une augmentation des sous-produits de désinfection formés. Une solution alternative consiste à ajouter un traitement biologique qui permet à la fois d'éliminer une partie importante de la fraction biodégradable du carbone organique dissous (CODB) et d'abaisser la demande en chlore (Bouillot *et al.*, 1991 ; Prévost, 1991; LeChevallier *et al.*, 1992; Prévost *et al.*, 1991). Cela se traduit par une meilleure stabilité biologique de l'eau ainsi que par un potentiel de formation des sous-produits de désinfection plus faible.

Un traitement biologique de l'eau potable est constitué normalement d'une étape d'ozonation suivie d'une filtration sur charbon actif biologique (CAB). Ce traitement peut être installé à la suite de la filtration rapide d'un traitement classique. Il y a alors deux étapes de filtration distinctes. Il est aussi possible d'ozonner les eaux décantées et de transformer les filtres rapides en filtres bicouches sable et charbon actif biologique. Cette configuration permet des économies importantes de construction et d'exploitation en éliminant une étape de pompage et l'installation d'une deuxième batterie de filtres. La filtration biologique, alors installée en première étape, donne un rendement comparable à celui obtenu par des filtres biologiques installés en deuxième étape (Prévost *et al.*, 1991; Prévost *et al.*, 1992, Bablon *et al.*, 1988).

Lors de la réfection d'une usine, la transformation des filtres à sable ou des filtres à sable et

anthracite en filtres à sable et charbon actif biologique est souvent régie par des contraintes hydrauliques. En effet, dans plusieurs usines existantes, il n'est pas possible de mettre en place les épaisseurs requises de charbon actif pour obtenir un temps de contact en fût vide suffisant tout en maintenant une hauteur de submersion minimale de 1 800 mm pour les filtres bicouches. Cette dernière hauteur de submersion (1 800 mm) est prescrite par le ministère de l'Environnement et de la Faune de la province de Québec (Ministère de l'Environnement du Québec, 1986). Prévost (1992) a observé que la réduction de la hauteur de la colonne d'eau située au dessus des filtres sable-CAB, de 2 800 à 1 800 mm, a pour effet de prolonger les cycles de filtration tout en maintenant une turbidité inférieure à 0,1 UTN. Toutefois, lorsque la température de l'eau dépasse 10°C, les turbidités sont plus instables. Prévost et Allard (1991) ont observé que la réduction de la hauteur de submersion sur les filtres sable-CAB tend généralement à retarder la hausse de turbidité à l'effluent des filtres lorsque les eaux sont froides.

D'autres paramètres d'exploitation peuvent aussi avoir un effet important sur les performances des filtres biologiques (sable-CAB). C'est le cas de la procédure utilisée pour les lavages. Ainsi, un lavage à l'air précédant le lavage à l'eau permet d'économiser de l'eau de lavage et surtout de briser les agrégats d'impuretés (Slowey, 1990; et Babionet *et al.*, 1987).

Malheureusement, le lavage à l'air, et plus encore, le lavage à l'air et à l'eau peut entraîner une perte de charbon et le mélange des couches de sable et de charbon. Pour éviter le mélange des couches de matériaux filtrants, il faut les reclasser après chaque lavage. Ce reclassement requiert un débit d'eau de lavage suffisamment élevé. Cleasby et Sejkora (1975) croient que la présence d'une zone de mélange n'affecte pas la performance des filtres bicouches sable-anthracite, tant du point de vue de l'évolution des pertes de charge que du point de vue de la qualité de l'effluent. Ils ne mentionnent pas les proportions de sable et d'anthracite qu'ils ont

utilisées. Par contre, pour Bablon et al. (1987), il apparaît indispensable de bien séparer les deux couches de matériaux filtrants suite au lavage à contre-courant d'un filtre bicouche sable-CAB. Une zone de mélange à l'intérieur d'un filtre peut provoquer un tassemement pouvant représenter jusqu'à 15 % de la hauteur totale du lit filtrant et provoquer son colmatage prématué. Ces auteurs suggèrent également que la durée des cycles de filtration dépend de l'épaisseur de cette couche de mélange. Ils ont aussi proposé une relation empirique qui décrit la vitesse minimale pour reclasser les matériaux filtrants en fonction de la température.

$$[1] \quad V_{\text{min}} = 0,76T + 19,9$$

Cette relation peut être utile pour la conception de nouveaux ouvrages et pour l'optimisation des conditions d'exploitation de filtres existants. Elle est applicable à un filtre bicouche contenant 60 % de sable et 40 % de charbon, pour des températures comprises entre 0°C et 30°C.

Afin de préciser les principaux paramètres de conception et d'exploitation des filtres bicouches (sable-charbon actif biologique) nous avons effectué une étude sur installation pilote. Cette étude a pour but d'étudier le comportement de ces filtres pendant une longue période de temps et de faire ressortir l'influence de certains paramètres hydrauliques d'exploitation sur la stabilité du traitement biologique. Par la suite, nous avons fait des essais qui avaient pour but de: a) montrer l'effet de la variation de la hauteur d'eau au-dessus des milieux filtrants; b) montrer l'effet du mélange des matériaux filtrants sur la performance des filtres bicouches; c) déterminer la vitesse minimale d'eau de lavage requise pour reclasser les matériaux filtrants. Nous présentons dans le présent article les principaux résultats obtenus.

2. Matériel et méthodes

2.1 Installations pilotes de l'usine Sainte-Rose

Localisées à l'usine de traitement des eaux Sainte-Rose à Ville de Laval, les installations pilotes ont un débit nominal de 2 m³/h. Ce montage pilote est entièrement fabriqué à l'aide de matériaux inertes, principalement de l'acier inoxydable. L'observation prolongée des pertes de charge a été faite sur les installations pilotes aménagées selon le diagramme d'écoulement présenté à la figure 1. Sur la figure 1, on note que les filtres BIC-5 et BIC-10 sont tous deux alimentés par de l'eau ozonée alors que le filtre SA-A est alimenté par de l'eau décantée. L'effluent du filtre SA-A est ozoné avant d'être dirigé vers le filtre CAB-10. La filière filtre SA-A-ozonation-filtre CAB-10 reproduit le traitement utilisé dans l'usine Sainte-Rose. Pour la suite des essais, il a fallu modifier l'installation pilote. Ainsi, la nouvelle configuration (figure 2) comprend deux filtres identiques installés en parallèle. Cela permet de faire varier la hauteur d'eau au-dessus du milieu filtrant ou le degré de mélange des matériaux filtrants dans un seul filtre. En comparant les résultats obtenus à l'aide de ces deux filtres, il est possible de faire ressortir les effets de ces variables. Sur la figure 2, on observe que les décanteurs dynamiques de l'usine Sainte-Rose alimentent l'unité d'ozonation du pilote. L'eau ozonée est ensuite divisée à l'aide d'un déversoir et dirigée vers trois filières de traitement. Les deux premières filières sont identiques et comprennent un filtre bicouche sable-CAB en premier étage de filtration (filtres BI-PIC1 et BI-PIC2). La troisième filière comprend une filtration sur sable et anthracite (BI-SA), un pompage et une seconde filtration sur CAB (MONO-PIC). L'ozone est produit grâce à deux ozoneurs Brown Boveri LN 103 à basse fréquence d'une capacité maximale de 8,5 g/h chacun.

Figure 1 Schéma du montage pilote utilisé pour l'observation prolongée des pertes de charge

Figure 2 Schéma du montage pilote utilisé pour optimiser l'exploitation des filtres

Les caractéristiques des matériaux filtrants apparaissent au tableau 1. Le charbon actif Picabiol H120 utilisé provient des filtres CAB de l'usine Sainte-Rose. En plus d'êtreensemencé par une biomasse bactérienne adaptée à l'eau ozonée, la capacité d'absorption de ce charbon était épuisée puisqu'il a été utilisé comme milieu filtrant pendant plus de trois ans. Si on suppose une vitesse de filtration moyenne de 4 m/h et une épaisseur de charbon de 2 m, on estime que le volume d'eau filtrée représente près de 55 000 fois le volume vide du filtre. Le sable et l'anthracite sont des matériaux neufs.

Les effluents des filtres biologiques sont emmagasinés et utilisés pour le lavage de tous les filtres à l'eau non chlorée. La séquence de lavage est décrite au tableau 2. Les filtres sont lavés de façon à obtenir une expansion du milieu filtrant de 40 %.

Tableau 1 Caractéristiques des matériaux filtrants des filtres pilotes de l'usine Sainte-Rose

Tableau 2 Séquence de lavage des filtres pilotes de l'usine Sainte-Rose

2.2 Usine Pont-Viau, Ville de Laval

La figure 3 illustre la filière de traitement utilisée à l'usine Pont-Viau à Ville de Laval. Les filtres sable-CAB étaient utilisés depuis quatre à six mois lorsque les données ont été recueillies. L'eau décantée est dirigée vers un filtre à sable ($d_{10} = 0,5$ mm; CU = 1,5) et anthracite ($d_{10} = 1,05$ mm; CU = 1,7) ou un filtre à sable et charbon actif ($d_{10} = 0,9$ à 1,1 mm; CU = 1,5).

Figure 3 Filière de traitement de l'usine Pont-Viau, Ville de Laval

2.3. Méthodes analytiques

Les pertes de charge totales entre l'entrée et la sortie des filtres du montage pilote sont mesurées en continu à l'aide de cellules mesurant des différences de pression. Les résultats sont enregistrés à toutes les heures dans l'ordinateur de l'usine Sainte-Rose.

Les profils complets des pertes de charge à travers les matériaux filtrants sont mesurés visuellement à toutes les 12 heures. Ces lectures sont faites à l'aide de piézomètres fixés sur une échelle graduée. La correspondance entre les lectures faites à l'aide des piézomètres et celles mesurées à l'aide des cellules de mesure des différences de pression a été vérifiée, l'écart est inférieur à 3 %. Les échantillons pour la mesure de la turbidité sont analysés dans un délai maximal de 24 heures avec un turbidimètre Hach, modèle 18900.

2.4 Protocole expérimental

2.4.1 Suivi des pertes de charge pendant 36 semaines

Les conditions d'exploitation du montage pilote (figure 1) ont été modifiées durant les 36 semaines de la campagne d'observation pour répondre à nos objectifs de recherche. La fréquence des lavages des filtres a été modifiée à plusieurs reprises, la hauteur de submersion a été modifiée le 15 mars 1991 (semaine 7 de l'étude), la température de l'eau a varié tout au long des essais de 0,5°C à 23°C. La figure 4 résume l'ensemble de ces conditions.

Figure 4 Conditions d'exploitation moyennes des filtres

2.4.2 Variation de la hauteur de submersion au dessus des matériaux filtrants

Cette partie des travaux a pour but de vérifier l'effet de la variation de la hauteur d'eau au dessus des matériaux filtrants des filtres sable-CAB et sable-anthracite. Deux hauteurs d'eau sont comparées : 1 800 et 900 mm (Tableau 3). La submersion de 1 800 mm respecte la directive 002 du ministère de l'Environnement du Québec, 1986. Dans plusieurs usines existantes, les infrastructures des filtres à sable ou à sable et anthracite permettent leurs transformations en filtres à sable-charbon actif biologique avec une hauteur de submersion maximale de 900 mm.

La durée des cycles de filtration a été fixée à 96 heures, soit le maximum permis par le système de régulation hydraulique des hauteurs d'eau au dessus des filtres.

Tableau 3 Planification des essais de submersion des filtres

2.4.3 Pertes de charge dans un filtre bicouche ayant un lit filtrant mélangé

Pour vérifier l'effet d'un mélange des couches de sable et de charbon sur l'évolution des pertes de charge, les filtres pilotes BI-PIC 1 et BI-PIC 2 sont utilisés. Le BI-PIC 2 est maintenu en opération normale avec ses deux couches de matériaux bien superposées. Les matériaux filtrants du filtre BI-PIC 1 sont mélangés en injectant de l'air et de l'eau pendant 60 secondes.

Les cycles de filtration sont fixés à 48 heures et la hauteur d'eau au-dessus des matériaux filtrants à 1 800 mm. Les pertes de charge totales entrée-sortie, les profils complets de pertes de charge, ainsi que les turbidités à l'effluent des filtres sont mesurés comme décrit à la section 2.3. Ce test a été répété trois fois: le 31 mars 1994, le 2 mai 1994 et le 4 mai 1994.

2.4.4 Reclassement des matériaux filtrants d'un filtre bicouche sable-CAB

Il s'agit de déterminer la vitesse minimale d'eau de lavage qu'il faut utiliser pour reclasser adéquatement les couches de sable et de charbon d'un filtre bicouche. Le critère de reclassement est essentiellement visuel, il faut observer une séparation franche des matériaux. La vitesse de reclassement dépend de la densité de l'eau et par conséquent de sa température. La mesure a donc été répétée pour des températures comprises entre 2°C et 15°C.

Avant chaque essai, le lit filtrant est entièrement mélangé en injectant de l'air et de l'eau pendant 60 secondes. Le débit d'eau nécessaire pour reclasser est appliqué pendant 60 secondes. La remontée du plan d'eau et la vitesse correspondante sont consignées. L'évaluation de la vitesse minimale de reclassement est faite par essais et erreurs, jusqu'à l'obtention d'une séparation nette entre les deux matériaux filtrants.

3. Résultats

3.1 Observations prolongées des pertes de charges

Pour chacun des filtres, nous présentons sur les figures 5, 7, 8 et 9 l'évolution des pertes de charge initiales et finales (mesurées après et avant un lavage). Sur la figure 5 (filtre BIC-10), on observe des pertes de charge maximales supérieures à 3000 mm durant les semaines 19 à 21 alors que la température de l'eau était autour de 20°C et après une période exceptionnellement longue de filtration, soit 136 heures. Jusqu'à la semaine 20, la durée de filtration normale entre deux lavages est d'environ 80 heures. Après la semaine 20, elle a été raccourcie pour finalement être automatisée le 14 juin (semaine 20) à 37 heures. Il est à noter que durant la période où les pertes de charge étaient élevées, la turbidité est demeurée inférieure à 0,15 UTN.

Figure 5 Évolution des pertes de charge dans le filtre BIC-10

L'augmentation des pertes de charge est causée par l'encrassement du milieu filtrant. Lors de la plupart des lavages des filtres, des échantillons d'eau de lavage ont été prélevés dans un bêcher de 500 ml et inspectés visuellement. La présence de quelques annélides de type *Naïs* (figure 6) a été observé. Ces organismes ont l'apparence de petits filaments blancs pouvant mesurer jusqu'à 1 cm de longueur. Quoiqu'ils ne soient pas pathogènes, leur présence est indésirable pour des raisons esthétiques. Les *Naïs* s'alimentent d'algues, de bactéries et de particules organiques qui sont plus abondantes dans des eaux chaudes et qui s'accumulent dans les filtres lorsque la période entre les lavages est longue. Il aurait été intéressant de mesurer la densité de *Naïs* à l'intérieur du milieu filtrant. Malheureusement, nous ne disposons pas de méthode nous permettant d'extraire les *Naïs* du charbon activé et de les compter. Nous avons donc utilisé la même méthode que les opérateurs de l'usine Sainte-Rose. C'est-à-dire prélever des échantillons d'eau de lavage dans un bêcher de 500 ml et y compter le nombre de *Naïs*. Les opérateurs utilisent cette méthode depuis plus de 5 ans afin de vérifier si les lavages de filtres sont assez fréquents pour contrôler la croissance de ces organismes. L'augmentation de la fréquence des lavages des filtres a permis de ramener les pertes de charge finales à une valeur inférieure à 800 mm et de faire diminuer le nombre de *Naïs* dans les eaux de lavage sans pour autant les éliminer. Ces derniers ont été observés jusqu'à la semaine 30. Il ne suffit donc pas d'effectuer des lavages efficaces et fréquents pour éliminer ces organismes ce qui souligne l'importance de contrôler la chaîne alimentaire dans un filtre biologique pour prévenir l'apparition d'organismes supérieurs.

Figure 6 Annélide de type *Naïs* dans les eaux de lavage

La figure 7 montre l'évolution des pertes de charge dans le filtre bicouche BIC-5 (200mm de sable, 1 000 mm de charbon actif) fonctionnant à une vitesse de filtration de 5 m/h. Les pertes de charge initiales sont plus faibles que pour le filtre BIC-10, en raison de la vitesse de filtration deux fois plus faible. Il est à noter qu'à partir de la semaine 13, les pertes de charge finales augmentent beaucoup sans que les pertes de charge initiales soient affectées. On observe tout au plus une légère augmentation à partir de la semaine 15, lorsque la submersion du matériau filtrant a été abaissée de 2,9 m à 1,8 m. À partir de la semaine 20, la baisse des pertes de charge initiales peut être expliquée par l'augmentation de la fréquence des lavages des filtres.

Figure 7 Évolution hebdomadaire des pertes de charge dans le filtre BIC-5

Lors de l'augmentation des pertes de charge finales observée de la semaine 13 à 20 nous avons observé des *Naïs* en plus grande abondance dans les eaux de lavage. Cela s'est produit suite à l'augmentation de la durée de cycle de filtration pour atteindre la percée de la turbidité dans l'effluent du filtre. De plus, la température de l'eau est passée de 10°C à 20°C durant cette période.

La figure 8 montre l'évolution des pertes de charge dans un filtre au charbon actif biologique (3 000 mm de charbon) fonctionnant à une vitesse de filtration de 10 m/h (CAB-10). Ce filtre est précédé d'un filtre à sable qui intercepte la plupart des particules en suspension, ce qui rend possible l'utilisation de longues périodes de filtration entre les lavages. Les pertes de charge initiales, d'abord élevées, de l'ordre de 400 mm, diminuent à partir de la semaine 18 pour rapidement atteindre un plateau à 150 mm entre les semaines 18 et 24. Cet abaissement des

perdes de charge initiales peut être expliquée par la réduction des cycles de lavage. Ceux-ci sont passés de plus de 300 h à moins de 150 h à la semaine 17 et à moins de 100 h à la semaine 25.

Figure 8 Évolution hebdomadaire des perdes de charge dans le filtre CAB-10

L'apparition de *Naïs* dans les eaux de lavage à la semaine 21 n'a pas été accompagnée de variations de perdes de charge. La perte de charge maximale observée au début de la période de mesure s'est manifestée après plus de 300 heures de filtration. Une durée de filtration comparable à la fin du mois de mars alors que la hauteur de submersion était plus faible n'a pas produit une perte de charge comparable.

La figure 9 montre les perdes de charge du filtre à sable et anthracite (150 mm de sable et 655 mm d'anthracite) fonctionnant à 10 m/h (SA-A). Les perdes de charge initiales, de l'ordre de 500 mm, sont assez constantes, alors que les perdes de charge finales diminuent lentement de la semaine 4 à la semaine 13, puis augmentent jusqu'à plus de 2 000 mm à la semaine 21. On peut expliquer cette augmentation par l'allongement des cycles de filtration de 24 à 35-40 heures à partir de la semaine 18.

Figure 9 Évolution des perdes de charge dans le filtre SA-A

En considérant l'ensemble de ces observations, il est clair que les filtres bicouches sable - charbon actif ne peuvent pas être exploités comme des filtres rapides en se basant uniquement sur les perdes de charge et sur la turbidité. Il faut, en plus, se préoccuper du contrôle des organismes supérieurs tel que les *Naïs*. Ces organismes ont été observés dans tous les filtres

biologiques. Il n'est pas possible de prédire leur apparition à partir de l'évolution des pertes de charge ou de la turbidité. L'augmentation de la fréquence des lavages permet de réduire leur nombre dans les eaux de lavage sans les éliminer complètement. Dans des filtres bicouches sable et charbon actif (première étape de filtration), il est probable que la fréquence de lavage dictée par les pertes de charge ou par la turbidité soit suffisamment élevée pour bien contrôler ces organismes supérieurs. Dans les filtres biologiques installés en deuxième étape ce n'est pas le cas. Les cycles de filtration basés sur ces deux critères sont trop longs. Il faut donc, en plus, surveiller l'apparition et le développement d'organismes supérieurs. À partir des résultats obtenus lors de cette longue période d'observation, nous avons décidé de limiter les cycles de filtration et de les contrôler à l'aide d'une minuterie.

L'expérience à l'usine pilote a aussi mis en évidence que l'apparition et la prolifération des *Naïs* est saisonnière, le problème se manifestant lorsque la température de l'eau excède 10°C. À faible température, les conditions de croissance et les sources d'alimentation (algues et bactéries) ne seraient pas favorable à la prolifération de *Naïs* même avec des cycles allongés de filtration. Cela a aussi été observé par les opérateurs de l'usine de production d'eau potable Sainte-Rose (110 000 m³/d).

3.2 Variation de la submersion des matériaux filtrants

Dans les essais que nous avons effectués, deux hauteurs de submersion ont été comparées, 1 800 mm et 900 mm. La durée des cycles de filtration a été fixée à 96 heures. Le développement des pertes de charge en fonction du temps est représenté par des droites. Goldgrabe *et al.*, 1993, observent également un développement linéaire des pertes de charge en fonction du temps jusqu'à 96 heures de filtration sur des filtres pilotes. Pour comparer les performances des filtres on utilise le taux de développement des pertes de charge exprimé en

mm/h. Cela correspond à la pente de la courbe des pertes de charge entre l'entrée et la sortie du filtre en fonction de la durée de filtration. Les résultats des cinq essais sont présentés au tableau 4. Pour une hauteur d'eau de 1 800 mm, ce qui représente la condition de référence, les trois filtres ont un comportement similaire.

Tableau 4 Taux de développement des pertes de charge selon les conditions de submersion

Suite à un abaissement des hauteurs d'eau de 1 800 mm à 900 mm (essai du 14/02/94 au 18/02/94), les pertes de charge se sont développées beaucoup plus rapidement dans le filtre BI-SA comme en témoigne la figure 10. La figure 11 montre qu'une zone de pression négative s'est développée dans le filtre BI-SA après 72 heures de filtration en raison d'un encrassement important du filtre. Cette zone de pression négative a été accompagnée d'une importante percée de turbidité (3,5 UTN) comme on peut l'observer à la figure 10.

Figure 10 Évolution des pertes de charge et de la turbidité

Figure 11 Profil des pertes de charge (essais du 14/02/94 au 18/02/94)

Il semble donc possible d'abaisser la hauteur d'eau de 1 800 mm à 900 mm sur un filtre sablé-CAB (BI-PIC 1) sans affecter la durée du cycle de filtration. La turbidité à l'effluent du filtre BI-PIC 1 demeure toujours inférieure à 0,8 UTN tout au long du cycle de filtration de 96 heures. Le maintien d'une turbidité la plus faible possible est souhaitable pour que la filtration constitue une barrière efficace pour certains types de particules comme les kystes de protozoaires.

Par contre, l'abaissement de la hauteur d'eau sur le filtre sable-anthracite (BI-SA) fait augmenter le taux de développement des pertes de charge à un niveau presque trois fois plus élevé que dans les autres filtres. Toutefois, l'essai du 21/02/94 au 25/02/94, montre que l'abaissement de la hauteur d'eau sur le BI-SA n'a aucun effet. Nous ne pouvons pas expliquer ce résultat. En effet nous n'avons pas observé d'amélioration de la qualité (évaluée par la turbidité) de l'eau d'alimentation des filtres pilotes. De plus, ce résultat va à l'encontre des observations faites à l'usine Pont-Viau (135 000 m³/d). Dans cette dernière usine des filtres sable-anthracite sont exploités en parallèles avec des filtres sable-CAB. Les pertes de charge augmentent plus rapidement dans les filtres sable-anthracite que dans les filtres sable-CAB pour des conditions identiques d'opération.

L'anthracite et le charbon actif utilisés à l'usine Pont-Viau et ceux utilisés dans le pilote ont des tailles effectives et des coefficients d'uniformité semblables. La hauteur d'eau au-dessus des filtres de l'usine Pont-Viau est d'environ 900 mm. La figure 12 montre que les cycles de filtration du filtre sable-CAB sont nettement plus longs (de l'ordre de 30 %) que ceux du filtre sable-anthracite. La valeur maximale des pertes de charge n'est presque jamais atteinte dans le filtre sable-BAC car les lavages sont déclenchés par minuterie, ce qui n'est pas le cas pour le filtre sable-anthracite. Pour les deux filtres, la turbidité n'atteint jamais la valeur de consigne pour le lavage (1,0 UTN) et elle demeure même inférieure à 0,3 UTN.

Figure 12 Durée des cycles de filtration à l'usine Pont-Viau

3.3 Effet du mélange des matériaux à l'interface sable-charbon actif

Le mélange des matériaux filtrant obtenu en utilisant la méthode décrite à l'article 2.4.3 est illustré sur la figure 13. Le taux d'augmentation des pertes de charge a été mesuré dans le filtre BI-PIC 1 (sable et charbon mélangé) et BI-PIC 2 (sable et charbon séparé). Les résultats sont présentés dans le tableau 5. Lors des deux derniers essais (du 30/04/94 au 02/05/94 et du 02/05/94 au 04/05/94), les augmentations des taux de développement des pertes de charge créées par le mélange des matériaux filtrants à l'interface sable-charbon sont respectivement de 50 % et 33 %. Par contre, lors du premier essai (du 29/03/94 au 31/03/94), aucune différence n'apparaît dans l'évolution des pertes de charge entre les deux filtres.

Figure 13 Matériaux filtrants mélangés et correctement reclassés

Tableau 5 Taux de développement des pertes de charge dans le filtre BI-PIC 1 (sable et charbon mélangé) et BI-PIC 2 (sable et charbon séparé)

L'essai du 29/03/94 au 31/03/94, où aucun effet de la mauvaise séparation des matériaux filtrants n'est observée, a eu lieu avant le renversement printanier des eaux alors que les deux autres essais ont été effectués après cet événement. Le renversement des eaux de la rivière des Mille-îles s'est produit entre le 03/04/94 et le 01/05/94. Avant le renversement, la turbidité de l'eau brute se situe autour de 4 UTN alors qu'après le renversement elle se situe plutôt entre 10 et 14 UTN. Durant cette même période, la température de l'eau brute est passée de 1°C à 8°C. Suite au renversement, il est aussi possible que la nature colmatante de l'eau ait changé. Il est donc possible que le mélange des matériaux filtrants ait peu d'effet sur l'évolution des pertes de charge lorsque les eaux sont froides et de bonne qualité.

3.4 Reclassement des matériaux filtrants

Dans le présent projet, nous avons tenté de déterminer la vitesse de l'eau de lavage requise pour reclasser les matériaux filtrants. Avant chaque essais de reclassement, le lit filtrant est entièrement mélangé en utilisant la méthode décrite précédemment. Le débit d'eau requis pour reclasser les matériaux filtrants est appliqué pendant 60 secondes lors de la remontée du plan d'eau et la vitesse correspondante est consignée. La vitesse minimale de reclassement est déterminée par essais et erreurs. Un reclassement est jugé satisfaisant lorsqu'aucun grain de charbon ne demeure en profondeur dans le sable, et que très peu de grains de charbon se situent sous l'interface sable-charbon, de sorte qu'à long terme aucune accumulation de charbon ne se produise dans la couche de sable.

La vitesse minimale de reclassement est fonction de la température comme le démontre la figure 14. L'équation empirique obtenue pour les filtres BI-PIC 1 et BI-PIC 2, qui contiennent 9% de sable et 91 % de charbon actif, est valide entre 0 °C et 15°C et s'exprime comme suit:

$$[2] \quad V_{mr} = 0,72 T + 24,7$$

Les courbes représentant les vitesses théoriques minimales de fluidisation du sable et du charbon sont également portées sur la figure 14. Selon le modèle de Wen et Yu (1966), la vitesse minimale de fluidisation (V_{mf}) est calculée à l'aide des équations suivantes:

$$[3] \quad R_e = d_{90} V_{mf} \rho / \eta$$

$$[4] \quad R_e = [(33,7)^2 + 0,0408 G_a]^{0,5} - 33,7$$

$$[5] \quad G_a = (d_{90})^3 \rho (\rho_s - \rho) g / \eta^2$$

Selon le modèle de Moil (Ben Aim et Ventresque, 1986), la vitesse minimale de fluidisation peut être calculée à l'aide des équations suivantes:

$$[6] \quad V_{mf} = -16,36 \frac{v}{d_e} + \left((16,36 \frac{v}{d_e})^2 + 27,88 d_e \left[\left(\rho_s / \rho \right) - 1 \right] \right)^{0,5}$$

$$[7] \quad d_e = \left(0,75 + \left[\left(0,54 \frac{d_{50}}{d_{10}} \right) - 0,48 \right]^{0,5} \right) d_{10}$$

Figure 14 Vitesse minimale de reclassement des matériaux filtrants

On peut s'attendre à ce que la vitesse minimale de reclassement des matériaux filtrants du filtre bicouche corresponde à la vitesse théorique minimale de fluidisation du matériau le plus lourd, en l'occurrence le sable. Il semble cependant que la séparation physique des grains de sable et de charbon nécessite un débit d'eau de lavage plus élevé pour forcer le passage des particules de charbon à travers la couche de sable.

La relation empirique proposée par Bablon *et al.* (1987), et décrite par l'équation [1], est présentée sur la figure 14. Une vitesse d'eau de lavage plus élevée est requise pour reclasser les matériaux filtrants des filtres BI-PIC 1 et BI-PIC 2. Cette différence s'explique par le choix des matériaux filtrants. Le sable utilisé par Bablon *et al.* (1987) a un coefficient d'uniformité plus faible, et l'écart entre les tailles effectives du sable et du charbon est plus grand.

4. Conclusion

Les filtres biologiques ne peuvent pas être exploités comme des filtres rapides en se basant uniquement sur les pertes de charge et sur la turbidité. Il peut être nécessaire, pour certaines eaux, d'augmenter la fréquence des lavages pour mieux contrôler les organismes supérieurs, même si les pertes de charge et la turbidité sont faibles. Il n'y a pas de relation entre l'apparition et le développement des organismes supérieurs et l'évolution des pertes de charge ou de la

turbidité. La réduction de la hauteur d'eau de 1 800 mm à 900 mm au-dessus d'un filtre rapide sable-CAB n'a pas influencé la durée des cycles de filtration ni la turbidité de l'eau produite.

Dans le cas des filtres sable-anthracite, les effets d'une telle modification sont variables.

Généralement, l'abaissement de la hauteur d'eau fait tripler les taux d'augmentation des pertes de charge. Des observations à l'échelle industrielle montrent aussi que les cycles de filtration d'un filtre bicouche sable-CAB sont plus longs que ceux d'un filtre bicouche sable-anthracite. À l'usine Pont-Viau, Ville de Laval, cet écart est d'environ 30%.

Nous avons observé que la présence d'une zone de mélange, située à l'interface des deux matériaux filtrants, peut dans certains cas faire croître le taux d'augmentation des pertes de charge. Il est probable que lorsque les eaux sont de bonne qualité, le mélange des matériaux filtrants ait peu d'effet sur l'évolution des pertes de charge.

Pour éviter la présence d'une zone de mélange à l'interface du sable et du charbon actif dans un filtre bicouche, il faut ajuster les procédures de lavage dans le but d'optimiser la ségrégation des deux matériaux filtrants. Les charges superficielles d'eau de lavage requises pour classer les matériaux filtrants varient en fonction de la température de l'eau, ainsi que des tailles effectives et des coefficients d'uniformité des matériaux filtrants. Elles sont plus élevées que celles requises pour soulever le matériau filtrant le plus gros. Nous avons déterminé expérimentalement une équation utile pour un lit filtrant composé de 9 % de sable et de 91 % de charbon actif

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

BABLON, G.P., VENTRESQUE, C. et BEN AIM, R. 1987. Évolution des techniques de filtration rapide: le bicouche sable-charbon actif. *Techniques, sciences et méthodes*, 82, 153-160.

BABLON, G.P., VENTRESQUE, C. et BEN AIM, R. 1988. Developing a sand-GAC filter to achieve high-rate biological filtration. *Journal American Water Works Association*, 80: 47-53.

BEN AIM, R. et VENTRESQUE, C. 1986. Conditions de lavage des filtres bicouches. *L'eau, l'industrie, les nuisances*, 28: 28-30.

BOUILLOT, P., SERVAIS, P., BILLEN, G. et LÉVI, Y. 1991. Élimination du carbone organique dissous biodégradable durant la filtration biologique sur charbon actif en grains. *Techniques, sciences et méthodes*, 9 : 418.

CLEASBY, J.L. et SEJKORA, G.D. 1975. Effect of media intermixing on dual media filtration. *Journal of the Environmental Engineering Division, Proceedings of the American Society of Civil Engineers*, 101: 503-516.

GOLDGRABE, J.C., SUMMERS, R.S. et MILTNER, R.J. Particle removal and head loss development in biological filters. *Journal AWWA*, Vol. 85, no 12.

LACHAPELLE, J. 1992. Étude des paramètres de fonctionnement des filtres au charbon actif biologique mono-couches et bi-couches. *Rapport de projet de maîtrise en ingénierie*, École Polytechnique de Montréal, 146 pages.

LECHEVALLIER, M.W., BECKER, W.C., SCHORR, P., et LEE, R.G. 1992. Evaluating the performance of biologically active rapid filters. *Journal American Water Works Association*, 84: 136-146.

MINISTÈRE DE L'ENVIRONNEMENT DU QUÉBEC. 1986. *Traitement de l'eau: Directive 002*, Sainte-Foy, Québec.

PRÉVOST, M. 1991. *Étude de l'impact de la filtration du charbon actif biologique sur la qualité de l'eau potable*. Thèse de doctorat, École Polytechnique de Montréal, Montréal.

PRÉVOST, M. 1992. Rapport volet 3: *Étude sur la filtration biologique monocouche et multicouche*. Présenté au ministère de l'Environnement du Québec et à Environnement Canada, juillet: 140-144.

PRÉVOST, M. et ALLARD, D. 1991. *Volet 3: rapport d'étape sur l'opération du pilote. Commentaires sur les filtres: Évolution des cycles de filtration et influence des têtes d'eau en eaux froides*. Présenté au ministère de l'Environnement du Québec et à Environnement Canada, avril: 10-12.

PRÉVOST, M., DESJARDINS, R. et LAFRANCE, P. 1991. *Bilan sur le traitement biologique de l'eau potable*. *Sciences et techniques de l'eau*, 24: 311-319.

PRÉVOST, M., DESJARDINS, R., LAFRANCE, P., DUCHESNE, D. et COALLIER, J. 1992. *Optimisation of biological activated carbon (BAC) filtration of drinking water: Effect of filtration*

velocity, ozone dosage and position and carbon type. Proceedings of the Fifth National Conference on Drinking Water, Winnipeg, Canada, sept. 1993, pp. 63-79.

SLOWEY, B.C. 1990. The use of air water backwash systems, an overview. Journal New England Water Works Association, mars: 61-68.

WEN, C.V. et YU, Y.H. 1966. Mechanics of fluidization. Chemical Engineering Progress Symposium, Series 62.

LISTE DES SYMBOLES

CAB	charbon actif biologique
CEE	communauté économique européenne
CODB	carbone organique dissous biodégradable
CU	coefficient d'uniformité
d_{10}	taille effective ou grosseur des mailles du tamis qui laissent passer 10% de la masse de l'échantillon (cm)
d_{60}	grosseur des mailles du tamis qui laissent passer 60 % de la masse de l'échantillon (cm)
d_{90}	grosseur des mailles du tamis qui laissent passer 90 % de la masse de l'échantillon (cm)
g	accélération due à la gravité
G_a	nombre de Galilée
R_e	nombre de Reynolds
UTN	unité de turbidité néphélémétrique
T	température de l'eau de lavage (°C)
V_{mf}	vitesse minimale de fluidisation (m/s)
V_{mr}	vitesse minimale de reclassement (m/h)
η	viscosité dynamique de l'eau (kg/ms)
ρ	masse volumique de l'eau (kg/m ³)
ρ_s	masse volumique du matériau filtrant (kg/m ³)
ν	viscosité cinématique de l'eau (cm ² /s)

LISTE DES FIGURES

- Figure 1 Schéma du montage pilote utilisé pour l'observation prolongée des pertes de charge
- Figure 2 Schéma du montage pilote utilisé pour optimiser l'exploitation des filtres
- Figure 3 Filière de traitement de l'usine Pont-Viau, Ville de Laval
- Figure 4 Conditions d'exploitation lors de l'observation prolongée des pertes de charge
- Figure 5 Évolution hebdomadaire des pertes de charge dans le filtre BIC-10
- Figure 6 Annélide de type *Naïs* dans les eaux de lavage
- Figure 7 Évolution hebdomadaire des pertes de charge dans le filtre BIC-5
- Figure 8 Évolution hebdomadaire des pertes de charge dans le filtre CAB-10
- Figure 9 Évolution hebdomadaire des pertes de charge dans le filtre SA-A
- Figure 10 Évolution des pertes de charge et de la turbidité
- Figure 11 Profils des pertes de charge (14/02/94 au 18/02/94)
- Figure 12 Durée des cycles de filtration à l'usine Pont-Viau
- Figure 13 Matériaux filtrants mélangés et correctement reclassés
- Figure 14 Vitesse minimale de reclassement des matériaux filtrants

LISTE DES TABLEAUX

- Tableau 1 Caractéristiques des matériaux filtrants des filtres pilotes de l'usine Sainte-Rose
- Tableau 2 Séquence de lavage des filtres pilotes de l'usine Sainte-Rose
- Tableau 3 Planification des essais de submersion des filtres
- Tableau 4 Taux de développement des pertes de charge selon les conditions de submersion
- Tableau 5 Taux de développement des pertes de charge dans le filtre BI-PIC 1 mélangé

	Sable	Anthracite	Charbon actif
Marque/fournisseur	Ricci Bros.*	Usine Ste-Rose	Picabiol H120**
Origine	silice	houille	végétale (bois)
Taille effective (mm)	0,45 à 0,55	1,05	0,81
Coefficient d'uniformité	1,5	1,7	1,5
Forme	arrondie	angulaire	bâtonnet
Surface spécifique (m ² /g)			>1 050
Densité réelle sèche (g/cm ³)	1,436	0,919	0,303
Porosité***	0,39	0,41	0,41
Condition	neuf	neuf	plus de 3 ans d'utilisation industrielle à l'usine Ste-Rose

* Ricci Bros. sand Co., Port Norris, New Jersey 08349.

** Société Pica, 16, rue Trézel, Levallois 92309, France.

*** Mesurée par Lachapelle (1992).

Tableau 1: Thibault *et al.*

Étape du lavage	Vitesse (m/h)	Durée
Lavage à l'air seulement	20 à 25	2 min
Lavage à l'air et à l'eau	20 à 35 (air) et 20 à 55 (eau)	30 sec
Lavage à l'eau - débit de reclassement	25 à 75	30 sec
Lavage à l'eau	20 à 55	15 min

Tableau 2: Thibault *et al.*

Date	Hauteur d'eau (mm)		
	BI-PIC 1	BI-PIC 2	BI-SA
31/01/94 au 04/02/94	1800	1800	1800
07/02/94 au 11/02/94	1800	1800	1800
14/02/94 au 18/02/94	900	1800	900
21/02/94 au 25/02/94	900	1800	900
17/03/94 au 21/03/94	900	1800	900

Tableau 3: Thibault *et al.*

Filtre	Hauteur d'eau (mm)	Taux d'augmentation des pertes de charge (mm/h)	
		(31/01/94 au 04/02/94)	(07/02/94 au 11/02/94)
BI-PIC 1	1 800	14	15
BI-PIC 2	1 800	15	15
BI-SA	1 800	12	12

Filtre	Hauteur d'eau (mm)	(14/02/94 au 18/02/94)	(21/02/94 au 25/02/94)	(17/03/94 au 21/03/94)
		(14/02/94 au 18/02/94)	(21/02/94 au 25/02/94)	(17/03/94 au 21/03/94)
BI-PIC 1	900	15	15	—
BI-PIC 2	1 800	15	14	13
BI-SA	900	42	12	38

Tableau 4: Thibault *et al.*

Date	Taux d'augmentation des pertes de charge (mm/h)	
	Filtre BI-PIC 1 (sable et charbon mélangé)	Filtre BI-PIC 2 (sable et charbon séparé)
29/03/94 au 31/03/94	10	10
30/04/94 au 02/05/94	12	8
02/05/94 au 04/05/94	12	9

Tableau 5: Thibault et al.

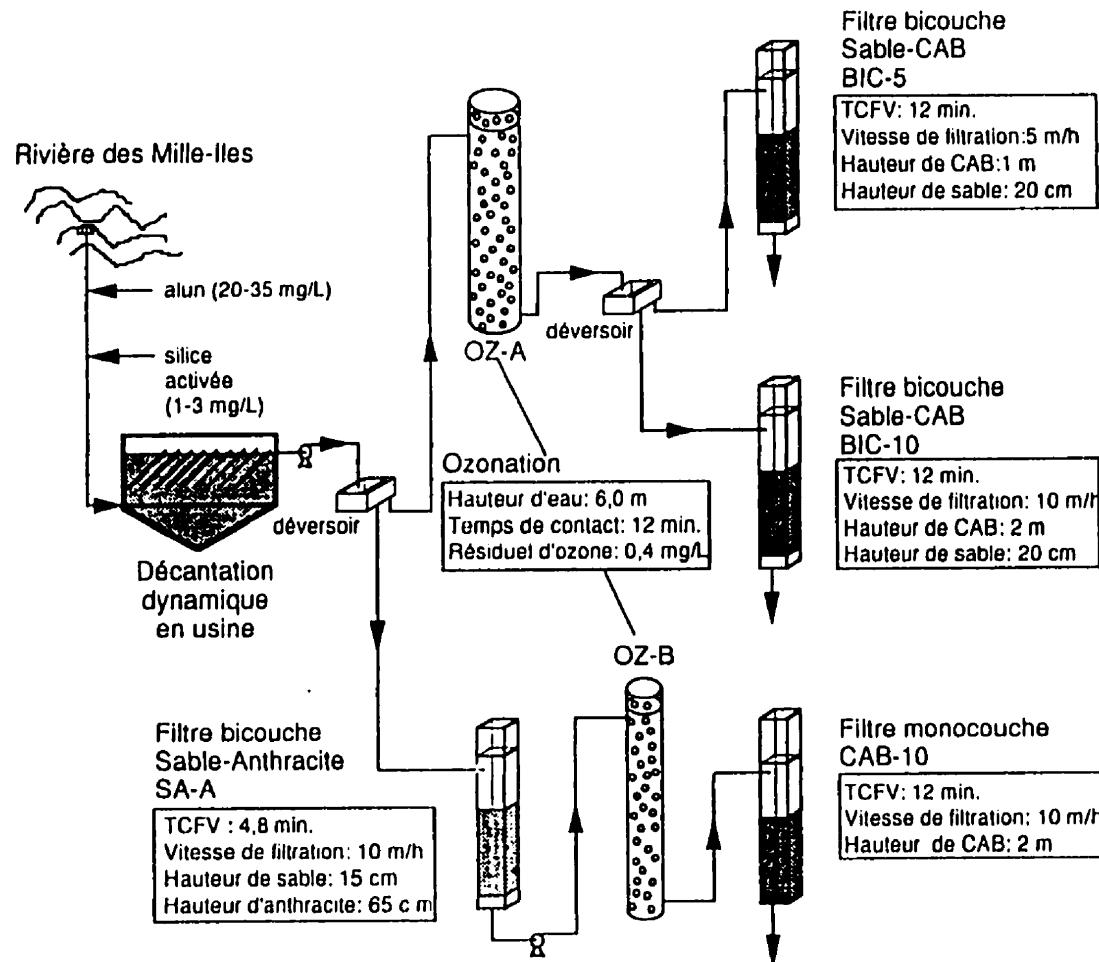


Figure 1: Thibault *et al.*

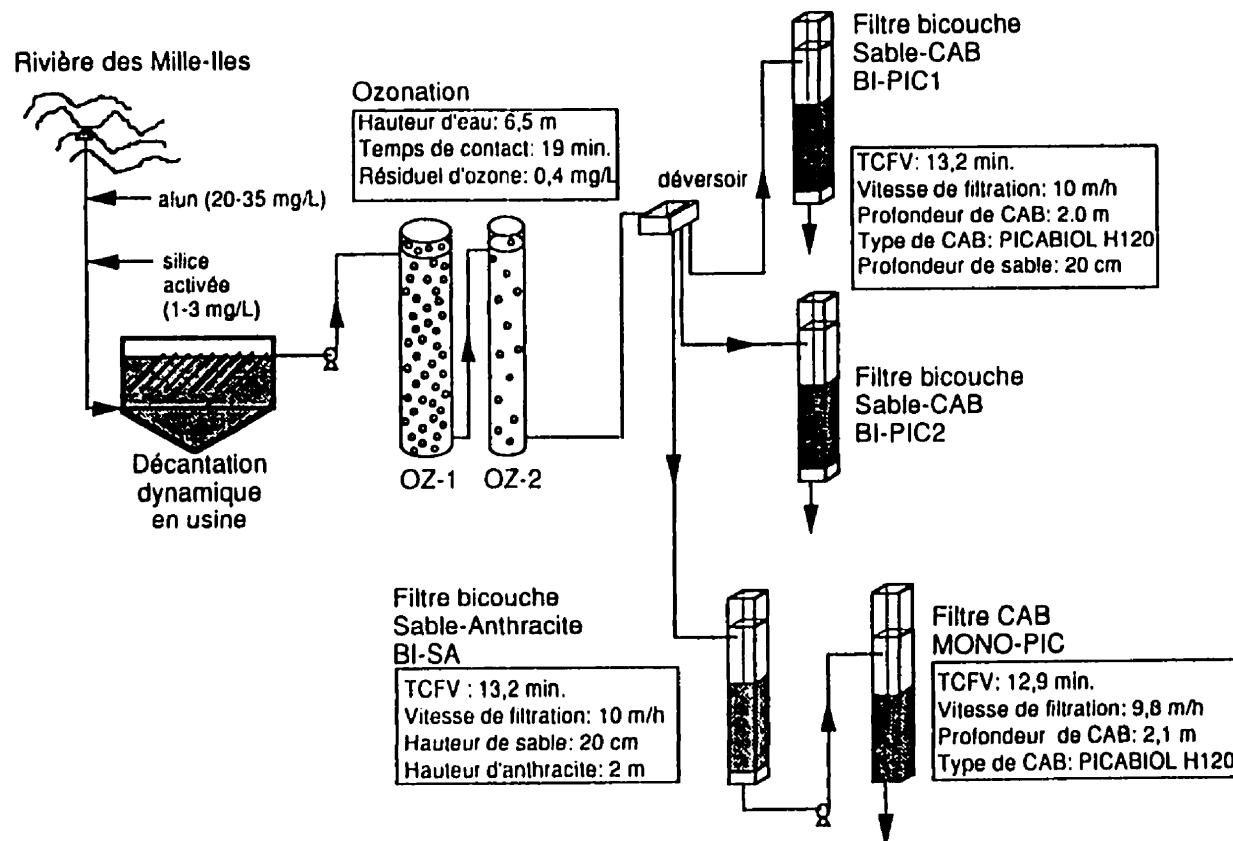


Figure 6. Thibault et al.

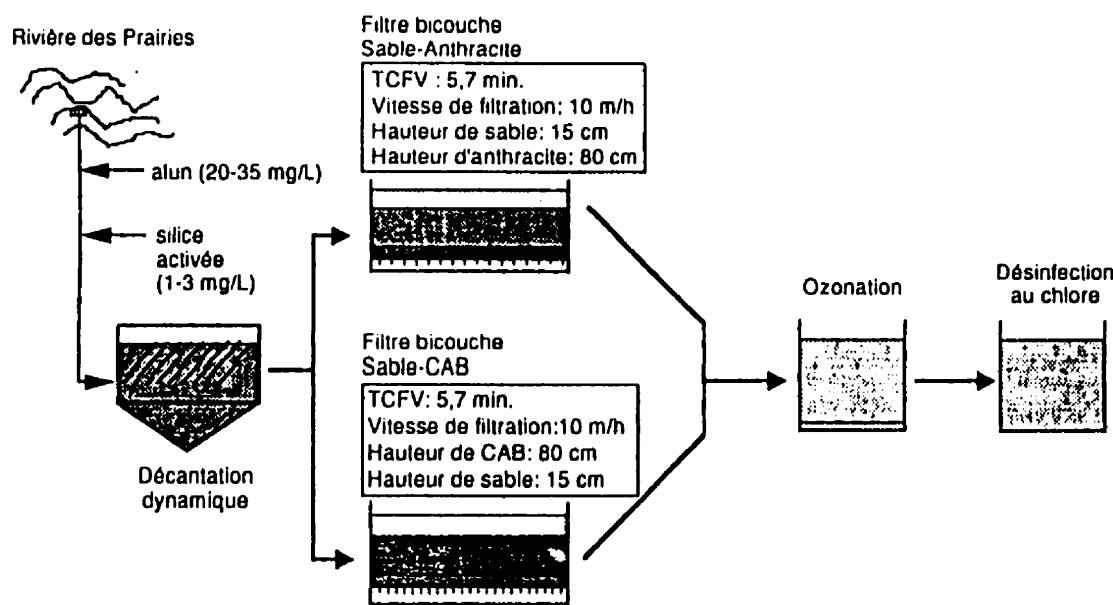


Figure 3: Thibault *et al.*

FILTRE BIC-10

Semaines	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36
Perdes de charge initiales	450-650 mm																																			
Perdes de charge moyennes	1000-1700 mm																			2500 mm	moins de 1000 mm															
Duree de cycle	80 heures																																			

FILTRE BIC-5

Semaines	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32
Perdes de charge initiales	400-500 mm																			350 mm	200 mm et moins											
Perdes de charge moyennes	1000 à 1800 mm																			1500 mm	500 mm											
Duree de cycle	90 heures																			100 heures et plus	37 heures											

FILTRE CAB-10

Semaines	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	
Perdes de charge initiales	400 mm																			400 à 150 mm	150 mm												
Perdes de charge moyennes	1000 à 300 mm																				200-300 mm												
Durée de cycle	300-600 heures																			40-150 heures	moins de 100 heures												

FILTRE SA-A

Semaines	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32		
Perdes de charge initiales	autour de 500 mm																																	
Perdes de charge moyennes	1000 à 700 mm																				hausse vers 1200 mm													
Durée de cycle	24 heures																			37 heures														

Figure 4 Thibault et al

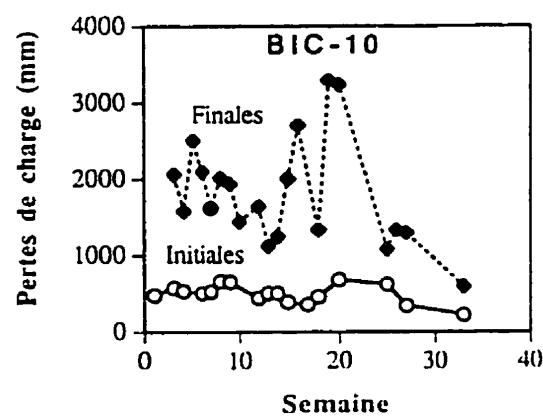


Figure 5: Thibault et al.

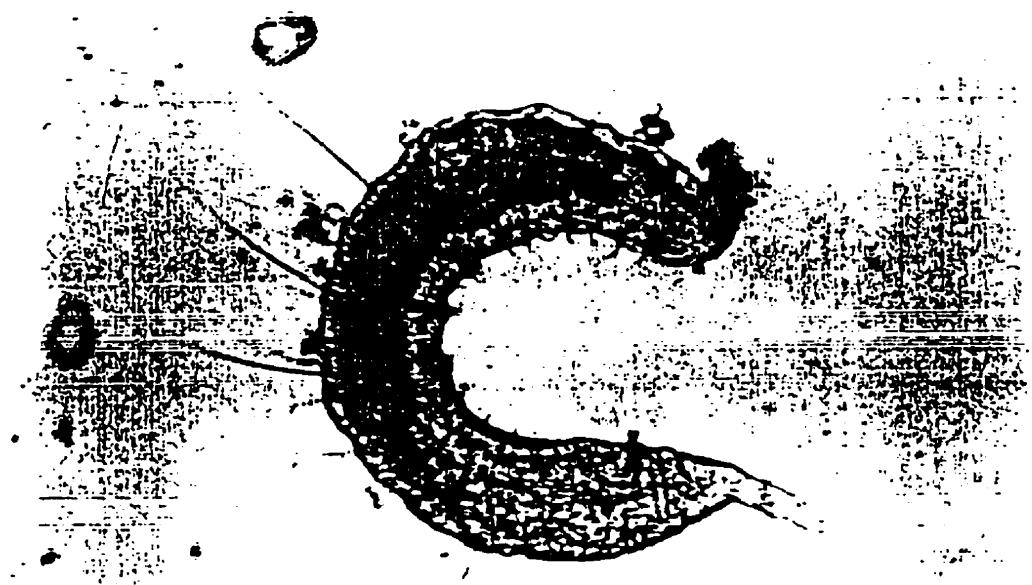


Fig. 6

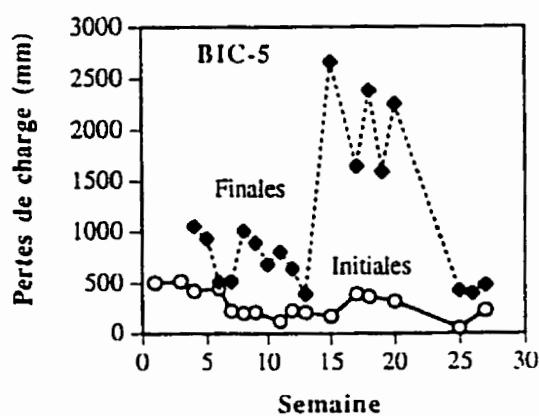


Fig. 7: Thibault et al.

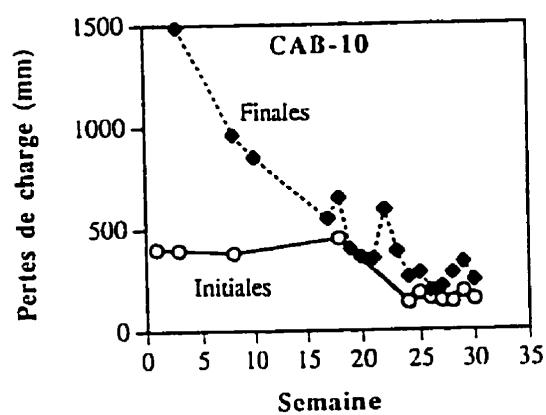


Fig.8 : Thibault et al.

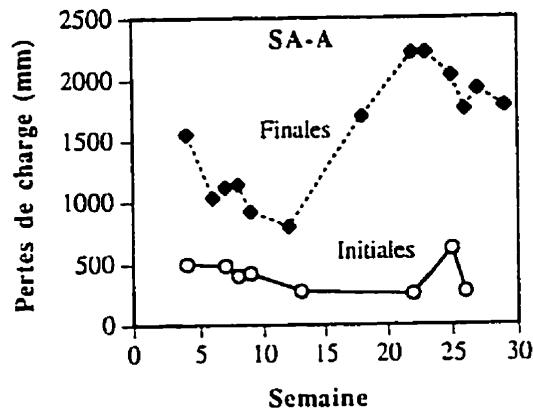
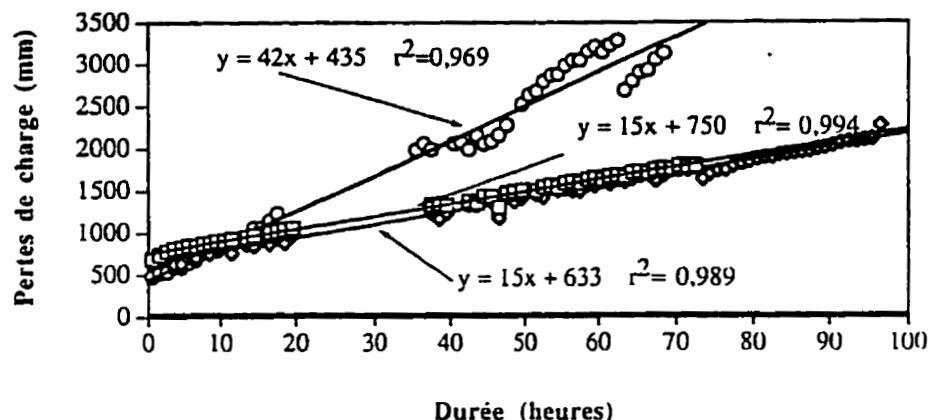


Fig.9 : Thibault et al.

(a) Pertes de charge entrée-sortie (14/02/94 au 18/02/94)



(b) Turbidité (14/02/94 au 18/02/94)

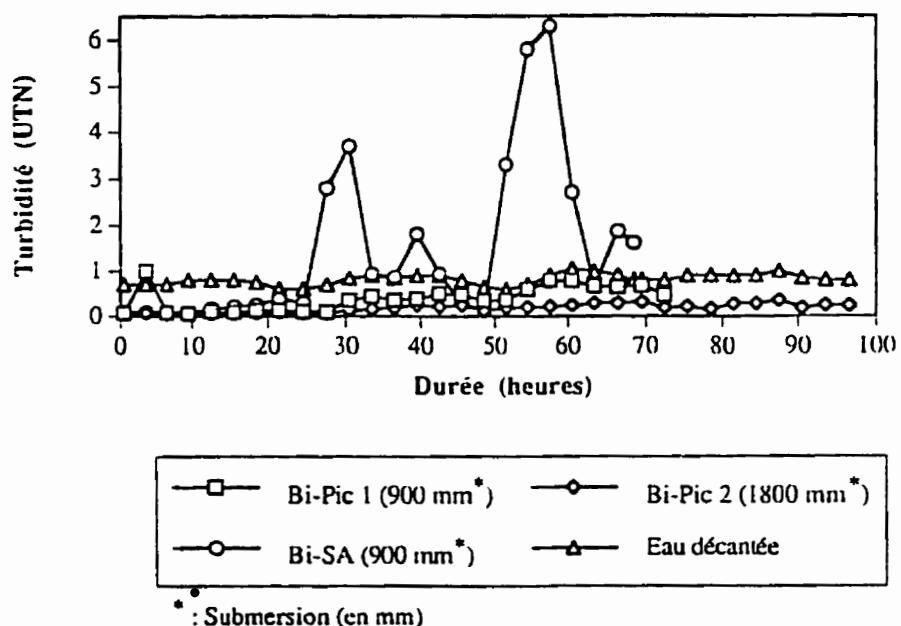


Fig 10. : Thibault et al.

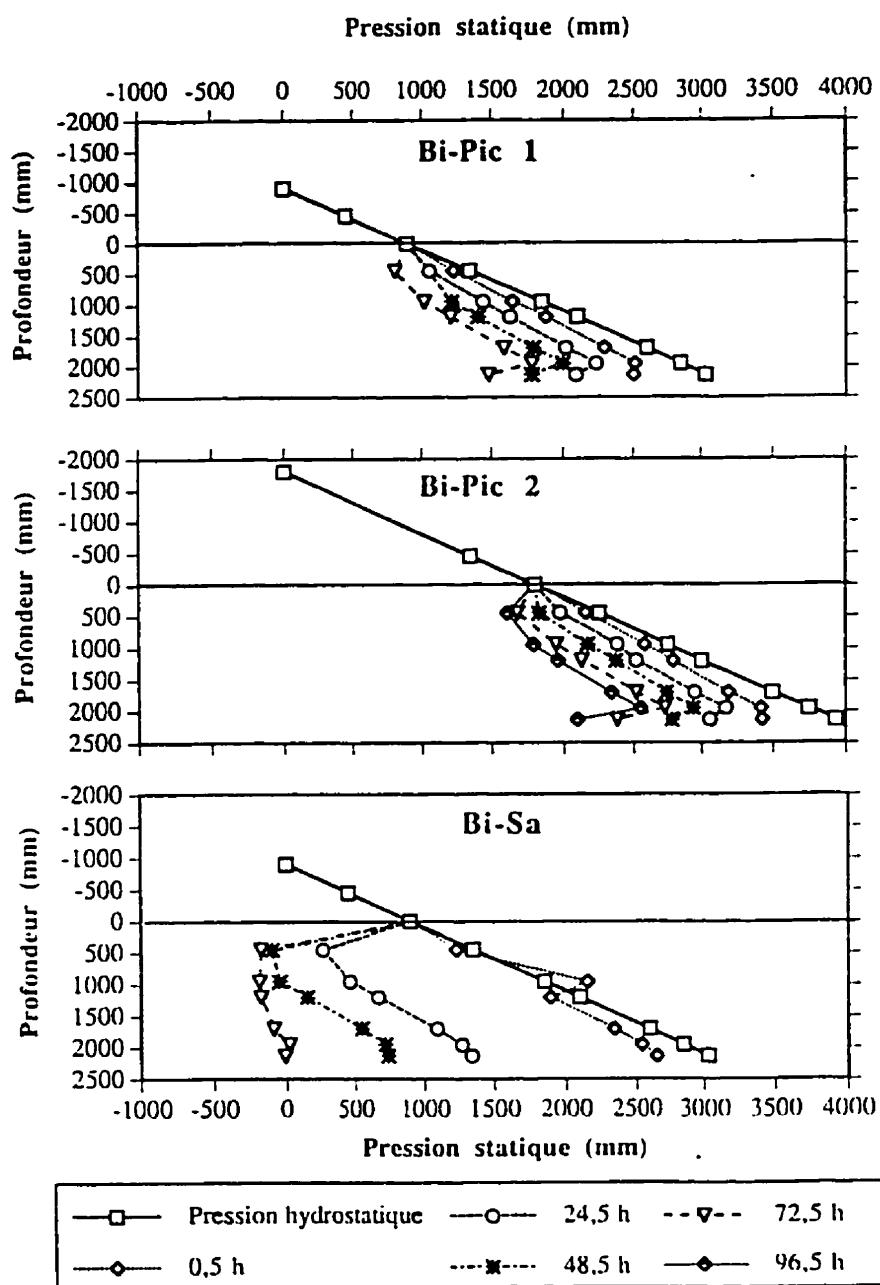
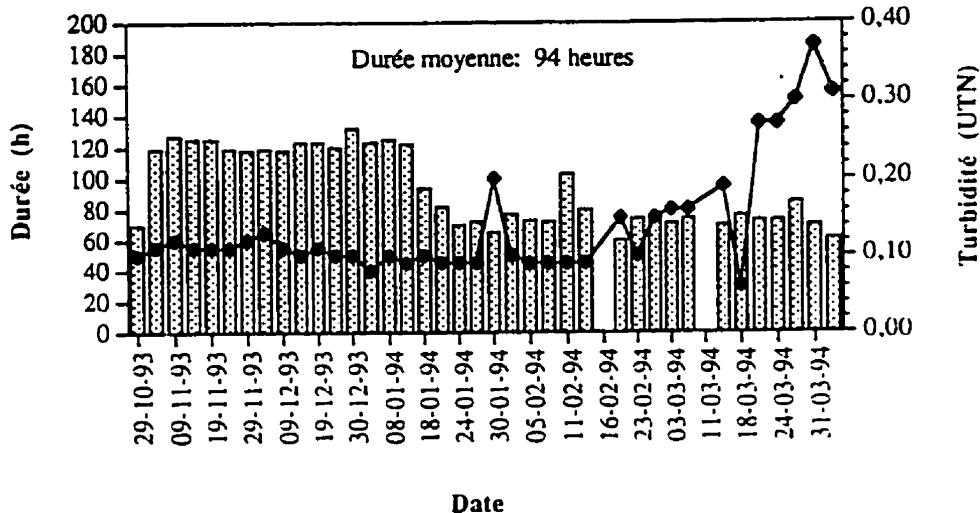


Fig. 11 : Thibault et al.

(a) Filtre sable-anthracite



(b) Filtre sable-CAB

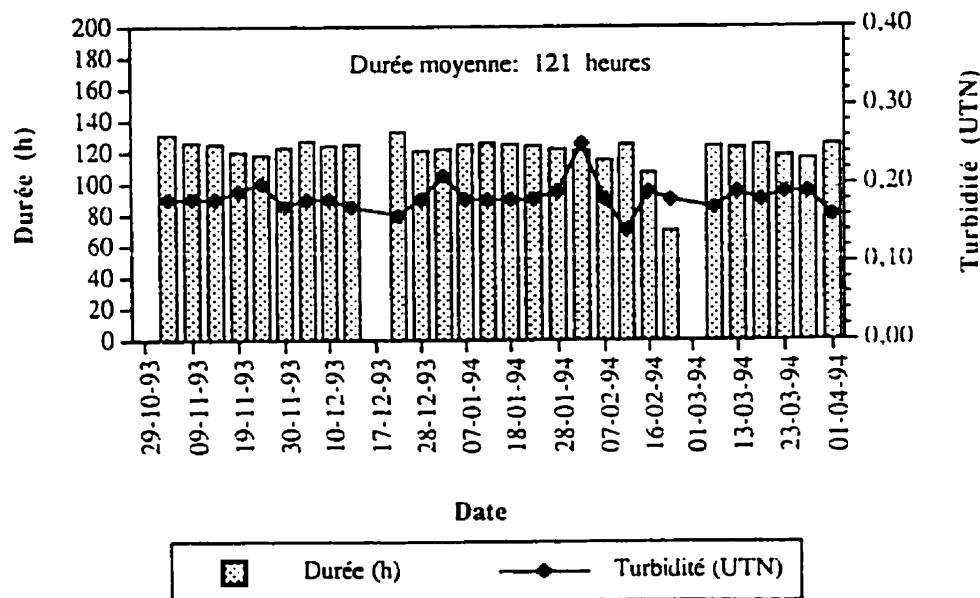


Fig. 12: Thibault et al.

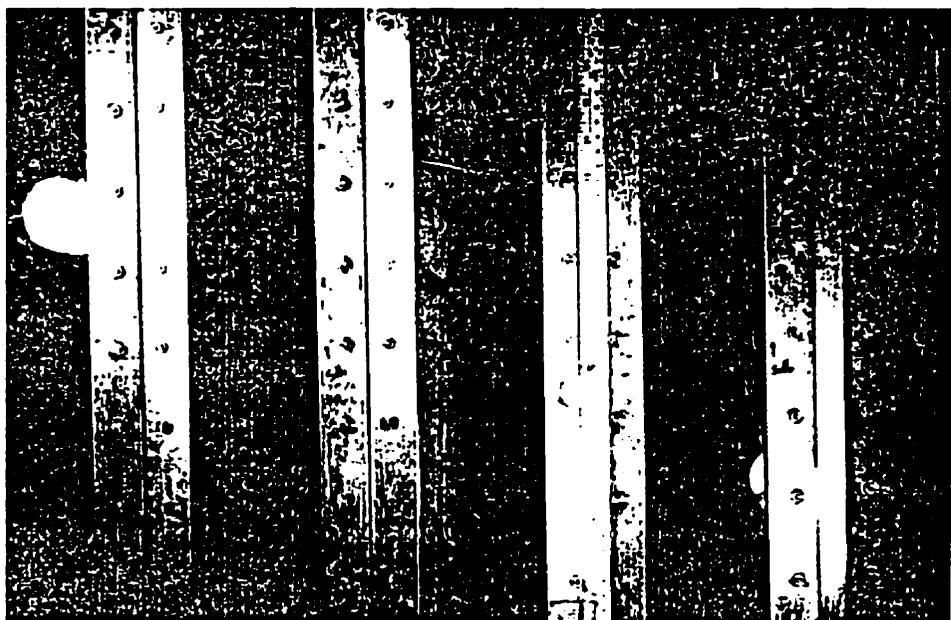


Figure 13

ANNEXE 2:

**EVALUATING THE PERFORMANCE OF CONTINUOUS FLOW
BIOFILM REACTORS FOR THE RAPID DETERMINATION
OF BIODEGRADABLE DISSOLVED ORGANIC CARBON
IN DRINKING WATER**

MACLEAN, R.G., PRÉVOST, M. et NIQUETTE, P. (1996)

Environmental Technology, 17, 8, 807-817.

EVALUATING THE PERFORMANCE OF CONTINUOUS FLOW BIOFILM REACTORS FOR THE RAPID DETERMINATION OF BIODEGRADABLE DISSOLVED ORGANIC CARBON IN DRINKING WATER

R. G. MACLEAN, M. PREVOST* AND P. NIQUETTE

Ecole Polytechnique de Montréal, Industrial Chair on Drinking Water
 Department of Civil Engineering, Environment
 C.P. 6079, Succursale Centre-Ville
 Montréal, Québec, Canada H3C 3A7

(Received 12 August 1995. Accepted 22 February 1996)

ABSTRACT

This study was undertaken to evaluate the newly developed biofilm reactor for the measurement of biodegradable dissolved organic carbon (BDOC) in drinking water. This method enables rapid BDOC determination which would be ideally suited for the dynamic measurement of treatment plant BDOC variations in cases where reactor performance is stable with changing water quality. The biofilm reactors were found to best operate at constant temperature (19-23 °C). BDOC performance was found to be unhampered in low substrate, oligotrophic waters. BDOC values obtained using a suspended-inoculum BDOC measurement technique correlated positively with biofilm reactor BDOC values, although significant scatter was observed.

Keywords: biodegradable, biofilm, organic matter, drinking water

INTRODUCTION

The relative importance of biodegradable organic matter (BOM) in drinking water has increased over the last two decades. Reducing bacterial regrowth in distribution systems while limiting the concentration of disinfection by-products has led many water suppliers towards the production of biologically stable water [1,2]. Biological filtration using activated carbon, sand, or combinations thereof is increasing being used for these reasons [3-5]. To evaluate the effectiveness and monitor the performance of such treatments, a reliable BOM measuring technique is required. To date, numerous proposed methods exist, each having certain advantages with regards to complexity of analyses, time required, and personal choice. Some of these methods have been designed to provide a more representative indication of bacterial regrowth potential while others are more appropriate for quantifying the actual BOM present.

Background

Reviews of existing BOM measurement techniques are available [6,7]. As previously outlined [6] these methods can

be differentiated as either biomass-based or DOC-based. The biomass-based methods rely on direct or indirect measurement of bacterial growth occurring during sample incubation. Depending on the method, pure strains or indigenous bacteria may be used. Bacterial regrowth potentials may be measured as cfu/ml or ATP, or calculated from ATP or biomass curves during incubation, or even from turbidity measurements. These results are then expressed in carbon equivalents per unit volume by the use of conversion factors.

The DOC-based BOM methods indirectly indicate bacterial regrowth potentials by measuring the change in DOC during a specified incubation period. One of the simplest methods to perform, requiring limited expertise and analyses, is the suspended inoculum biodegradable dissolved organic carbon (BDOC) method [8,9]. The main disadvantage with this method is the lengthy 30 day incubation required. The fixed bacteria BDOC method, which uses sand fixed bacteria to increase the density of the bacteria' inoculum, can usually be completed within 5 to 10 days [10]. This method requires that DOC measurements be performed regularly over a period of several days as the BDOC is calculated using the lowest measured DOC during incubation. The fixed inoculum method has been reported to measure a larger portion of

the BOM pool than the suspended inoculum BDOC technique [11].

The basis for this study, the recently proposed biofilm reactor [2-14] is the only method enabling rapid BOM determination. The water to be sampled passes continuously through the biofilm reactor. When a BDOC determination is to be made samples are taken at both the entrance and exit to the reactor. The difference in DOC between the reactor feed and effluent defines the biodegradable dissolved organic carbon (BDOC) of the sample. The biofilm support facilitates a large bacterial population which reduces the required retention time to between 1 and 2 hours. With the time required for all other BOM measurement methods ranging between several days to a month, the rapidity of the biofilm reactor makes for a promising new method.

Initially, sand was used as the biofilm support [12,13] but a change to inert, sintered glass beads [12,14] was made to permit widespread standardization of the biofilm method and because the beads provide a greater surface area for bacterial attachment. The role of contact time in these biofilm reactors has been evaluated in several studies [12-16]. Two reactors in series, each containing 300 g of sintered glass beads were used during the final development of the biofilm reactor [14]. The volume of each reactor was about 380 ml, providing a total of 3.6 hours of empty bed contact at a flowrate of 3.5 ml min⁻¹. The DOC uptake occurring in the second reactor was found to be about 10% of that obtained in the first reactor. When the reactors were operated at a flowrate of 30 ml min⁻¹ (25 min empty bed contact), the measured BDOC was 2 to 4 times lower [12]. In another study [15], the results from two 244 ml reactors in series were compared with two 542 ml reactors in series at a flowrate of 4 ml min⁻¹. The 43% increase in hydraulic retention time was found to produce only a 10% increase in measured BDOC. Similar biofilm reactors equipped with sampling ports along the length of the reactor showed that BDOC removal occurred primarily near the entrance of the reactor [16]. Over 85% of the measured BDOC was attributed to removal occurring in the first ten minutes of empty bed contact.

A proper colonization of the sintered glass biofilm support is necessary before accurate BDOC measurement is possible. The colonization period was found to vary between 2 weeks and 2 months in one study [14] while a period of up to 6 months was required in a subsequent study [15]. Colonization methods have included continuously feeding the water to be studied or a mix of raw water and filtered water across the biofilm [12-15], or the continuous circulation of ozonated water amended with model compounds [16]. A sufficient colonization can usually be determined when the biofilm reactor yields BDOC results comparable to those of other BOM techniques.

When compared to other methods, namely the suspended inoculum and fixed bacteria methods, the continuous flow biofilm reactor (CFBR) has been found to measure a greater or at least equivalent portion of the BOM pool in drinking water [14,15]. Evidently, this coupled with

the rapidity and relative ease of measurement are all factors favouring biofilm reactor BOM measurement. Considering the limited amount of available data, however, the biofilm reactor method remains relatively unproven. The objective of this study was to evaluate the performance of the biofilm reactor as a BOM measurement technique. Previous results [12-14] have shown that the performance of the biofilm reactor method, with respect to other BOM measuring methods, may vary depending on the type of feedwater used. One objective of this study was to evaluate CFBR performance under different feedwater conditions.

Although the biofilm reactor method enables continuous measurement of BDOC, the previous studies have not fully exploited the dynamic nature of the CFBR. In these studies, the CFBR feedwater was prefiltered and stored in a feedtank. Water quality changes could therefore only be measured when the feedtank was flushed and refilled. In this study, an improved approach, the continuous filtration of CFBR feeds allowing for a completely dynamic BDOC measure, will be evaluated.

METHODOLOGY

Biofilm Reactors

This study was conducted at the St. Rose Water Treatment Plant in Laval, Quebec. On the first of December, 1993, six identical biofilm reactors were placed on-line at various points in the pilot plant (Figure 1).

Screened river water was flocculated and settled in the treatment facility before being sent to the pilot plant. A profile of the typical water quality at the St. Rose Water Treatment Plant has previously been presented [4]. The pilot plant had a nominal capacity of 60 m³ d⁻¹ and had been in continual operation since October 1993. Ozonation was carried out in two stages and a CT of 2.7 was maintained in the second column. Following ozonation, the flow was split and sent to three different filters. The two dual media sand and biological activated carbon (BAC) filters (BiPic1 and BiPic2) were identical in construction. Second stage biological filtration was obtained using a dual media sand and anthracite filter (BiSA) followed by a single media BAC filter (MonoPic).

The original location of the six CFBR is indicated in Figure 1. Continual operation of the CFBR during the nine months between the installation of the reactors and the first sampling date allowed for colonization and acclimatization to take place. Each reactor was thus colonized with the bacteria present in their respective CFBR influents. Based on the results of previous studies [12-16], a nine month period was deemed more than adequate for a complete colonization of the sintered glass biofilm support.

The six reactors were constructed from 45 cm sections of 40 mm interior diameter stainless steel piping with appropriate stainless steel fittings at either end. Each reactor contained 290 g of sintered borosilicate glass (SIRAN, Schott America, New York). The inert glass beads were 1-2 mm in

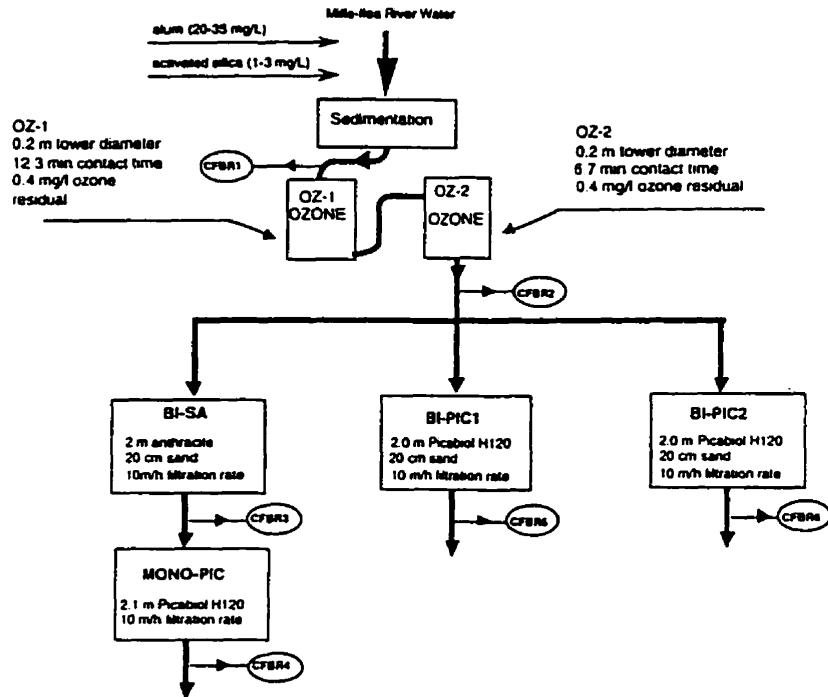


Figure 1. Pilot plant schematic.

diameter, with a porosity between 55-60% and a surface area of $0.15 \text{ m}^2 \text{ g}^{-1}$. Fifty percent of the SIRAN in each CFBR had a pore diameter less than 120 μm while the other 50% was classified between 60 and 300 μm . The height of SIRAN in each reactor was 41.5 cm, leaving a head space of 3.5 cm at the top of each reactor.

Figure 2 illustrates the setup of the biofilm reactors. In contrast to previous CFBR studies [14,15], continuous filtration was performed. This eliminated the need for a filtered water reservoir before the reactors and increased the process control capabilities of the CFBR. For reactors 2 to 6, two disposable borosilicate glass filter units (Babylon) of 25 and 8 μm were used. Due to head loss variations caused by these filters, an overflow was installed to ensure a constant flowrate into the reactor. Filter headloss was monitored using a manometer and backwashing of the 25 μm cartridges was performed manually once the headloss had reached 100 kPa. The backwashing was only moderately effective, however, and the cartridges had to be replaced regularly. The 8 μm cartridges were never backwashed but were replaced after a sufficient head had developed. Due to the high particulate content in the settled water feed to CFBR1, a 75 μm screen was used instead of the filter cartridges. Two multiple head,

variable speed peristaltic pumps (Masterflex) were used and all the necessary tubing was composed of teflon. For CFBR2, no reducing agents were necessary as the ozone residual dissipated in the approach tubing to the reactor.

Reactor effluent flowrates were continually monitored and, depending on the reactor, varied between 3.5 and 5.5 ml min^{-1} . Empty bed contact times varied between 1.5 and 2.5 hours. The hydraulic retention time (HRT) of the reactors was not measured for fear of affecting the biomass. In other studies using SIRAN at similar reactor volumes and flowrates, the hydraulic retention time has been found to be about 75% of the empty bed contact time [15,16]. This would place the HRT of these reactors between 1 and 2 hours.

Analytical Monitoring

Paired DOC samples (reactor influent and effluent), based on a percentage of the empty bed contact time, were taken in duplicate for each reactor. BDOC values were taken as the average of the two measurements. The samples were filtered using 0.7 μm borosilicate glass filters (Millipore), preserved using sodium azide (final conc. 0.04%) and stored in darkness at 4 °C. DOC analyses were performed using a

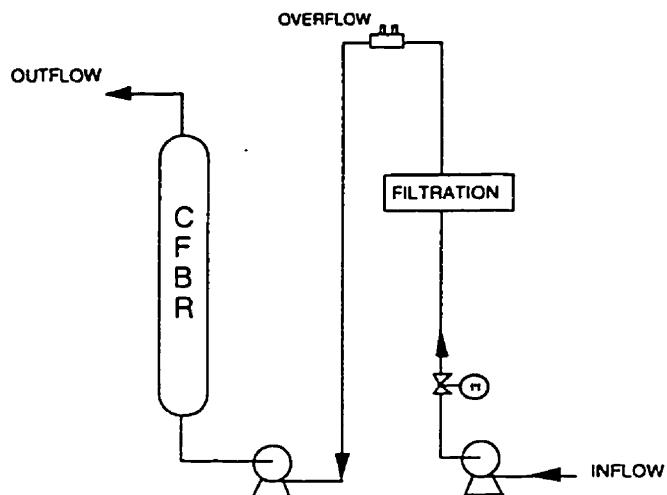


Figure 2. CFBR process diagram.

Dohrman DC-180 (UV promoted persulfate oxidation)

CFBR results were compared to those of a standard BDOC technique [8,9]. Samples were filtered using the same filter type as in the CFBR measurement and inoculated (1 ml/125 ml sample) using water from the filtration plant feed. The inoculum was prefiltered using a 2.7 μm glass microfibre filter (Whatman) to remove protozoa and particulate matter. An inorganic salt solution consisting of 2.8 and 0.13 mg l⁻¹ (NH₄)₂SO₄ and KH₂PO₄, respective final concentrations, was added to ensure an adequate nitrogen and phosphorous supply. Incubations were carried out for thirty days, in darkness, at room temperature (20-23 °C).

To prevent organic carbon contamination, glassware was combusted at 500 °C for four hours and the filters were combusted at 500 °C for one hour. The filters were then rinsed 7x20 ml with ultra-pure water (Milli-Q UV Plus, Millipore) and then with the sample before filtration.

Phosphate and nitrate concentrations were measured using ionic chromatography (Dionex DX-300, NaOH eluent, conductivity detector) and ammonium concentrations were evaluated by spectrophotometry [17].

Statistical analyses were performed using the SAS System program with significant differences being determined at an alpha value of 0.05. Analysis of variance, analysis of covariance and Tukey's studentized range tests were performed.

Experimental Outline

To study the effects of temperature variations and

changes in inorganic nutrient levels on the performance of the biofilm reactors, three series of experiments were conducted:

1. Comparison of CFBR and reference method BDOC measurements under dynamic operating conditions

CFBR and reference method BDOC sampling was performed between August 1994 and March 1995. The reactors were situated in a semi-insulated room where seasonal temperature variations (8-25 °C) occurred during the sampling period. A simultaneous sampling of the six reactors was performed on three occasions to study the overall effect of temperature and changes in the organic carbon matrix on CFBR performance.

2. Inorganic nutrient enrichment studies

A detailed study of CFBR5 and CFBR6 was performed between September and November 1994. The purpose of this study was to evaluate CFBR performance in biologically filtered waters. The feed to these two reactors was characteristically low in BDOC (0.35-0.5 mg l⁻¹) and inorganic nutrients (N < 0.3 mg l⁻¹, P < 0.03 mg l⁻¹). Table 1 outlines the experimental procedure for this study. The effect of a step increase in nitrogen and phosphorous concentrations to CFBR6 was evaluated by adding inorganic nutrients to the feed of filter BiPic2. No nutrients were added to filter BiPic1, enabling CFBR5 to be maintained as a reference. In the first phase, KNO₃ and KH₂PO₄ were continuously added between August 30 and September 23, 1994. Between September 23 and October 19, the nutrient addition was

Table 1. Experimental outline for the nutrient enrichment study.

Date	Nutrient concentrations in CFBR feed*		
	CFBR5	CFBR6	
30/8/94	Start: nitrate/phosphate addition		
6/9/94-21/9/94	CFBR sampling period		
	ammonium-N	5	6
	phosphate-P	28	91
	nitrate-N	260	590
23/9/94	End: nitrate/phosphate addition		
28/9/94-6/10/94	CFBR sampling period		
	ammonium-N	4	
	phosphate-P	30	
	nitrate-N	270	
19/10/94	Start: ammonium/phosphate addition		
26/10/94-6/11/94	CFBR sampling period		
	ammonium-N	5	660->440
	phosphate-P	ND	39
	nitrate-N	330	34->174
11/8/94	End: ammonium/phosphate addition		

*Average Concentrations during sampling period in $\mu\text{g L}^{-1}$. ND - not detectable

halted and the performance of the two reactors was again compared. During the third phase of the study, a step increase of $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ and KH_2PO_4 was maintained between October 26 and November 6. The concentrations of the respective inorganic nutrients measured in the CFBR feeds (filter effluents) are listed in Table 1.

Over the period of the ammonia step test, the concentration of $\text{NH}_4\text{-N}$ in the feed to CFBR6 decreased as the concentration of $\text{NO}_3\text{-N}$ increased. This is explained by an adaptation of the nitrifying capability in filter BiPic2 to a step change in the ammonium feed concentration.

3 Comparison of CFBR performance at different operating temperatures

Two series of reactors were operated in parallel at different temperatures to study the effect of operating temperature on CFBR performance. On December 8, 1994, CFBR3 was connected to the effluent from the second ozonation column. Similarly, CFBR6 was connected to the effluent from filter BiPic1. Time was given for the paired reactors, CFBR2/CFBR3 and CFBR5/CFBR6, to acclimatize and on February 9, 1995, reactors 2 and 5 were placed in a heated room ($19\text{-}23^\circ\text{C}$). The two reactors remaining in the semi-insulated room operated at temperatures between 8 and 11°C . Sampling of the four reactors was undertaken between March 15 and 23, 1995.

RESULTS

The results from the three simultaneous samplings of the six reactors (experiment 1) are presented in Figure 3.

CFBR results are compared to those of the reference method, denoted SB (Servais-Billen). At 23°C , the two methods gave similar results.

CFBR performance dropped in the autumn as the operating temperature began to decrease. In winter, at even colder operating temperatures, CFBR performance remained low. The average CFBR performance, with respect to the reference method, on each of the sampling dates is summarized in Table 2. A statistical analysis using Tukey's studentized range test of the ratio (BDOC-CFBR)/(BDOC-SB) showed a significant difference at each of the three temperatures ($P < 0.05$).

The results from the inorganic nutrient enrichment study performed on reactors 5 and 6 are presented in Table 3. The average ratio of DOC in the effluent of filter BiPic1 to that in filter BiPic2 was calculated for each of the three phases of the study. The fact that this ratio did not vary by more than 2.5% over the entire nutrient enrichment study showed that the influents to reactors 4 and 5 were nearly identical in terms of DOC. CFBR results were compared to those of the reference method for each reactor. The values shown in Table 3 indicate the average CFBR performance, with respect to the reference method, over the sampling period. Recalling that no nutrients were added to CFBR5, the nitrate/phosphate addition had little effect on the performance of CFBR6, as the observed 6% increase in performance was well within the calculated standard deviation. The two reactors gave near identical results in the absence of a nutrient addition to CFBR6. When the ammonium/phosphate solution was added to CFBR6, a noticeable performance increase was measured. As in the

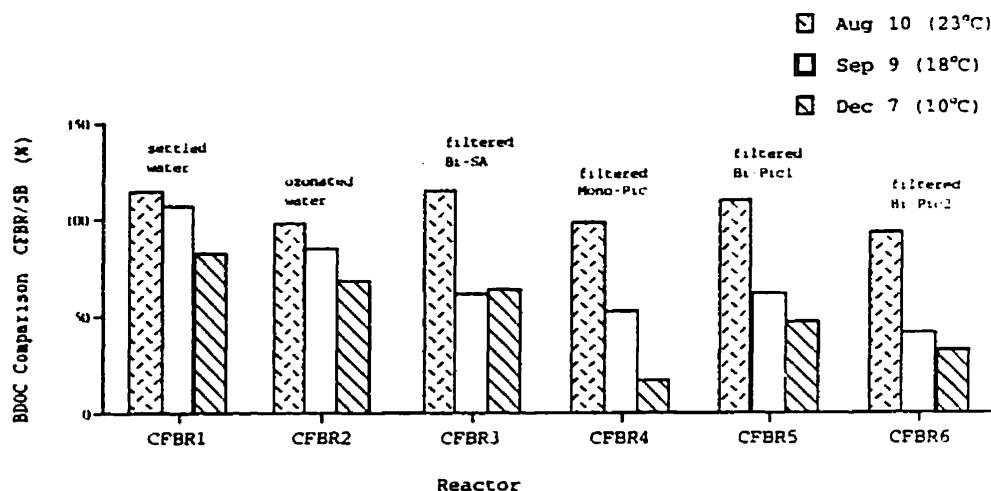


Figure 3. Effect of operating temperature on CFBR performance. Comparison of CFBR results to those of the reference method.

Table 2. The effect of temperature on CFBR performance.

Date	CFBR Operating Temperature (°C)	BDOC Comparison Ratio	
		CFBR/SB (%)	CFBR5/SB (%)
Aug 10/94	23	104 ± 9 n=6	
Sep. 9/94	18	68 ± 21 n=6	
Dec. 7/94	10	51 ± 22 n=6	

Table 3. The effect of inorganic nutrients on CFBR performance in biologically filtered waters.

Nutrient Addition	BDOC Comparison Ratio		
	no nutrients CFBR5/SB (%)	enriched CFBR6/SB (%)	
Nitrate/phosphate	n = 9	74 ± 16	80 ± 25
None	n = 11	79 ± 26	79 ± 24
Ammonium/phosphate	n = 10	74 ± 21	44 ± 27

use of the nitrate/phosphate addition, however, the increase was within the calculated error limits. Statistical testing confirmed these results, no significant differences were observed as a result of the nutrient additions (analysis of covariance, $P > 0.05$). In the case of the ammonium/phosphate addition, however, an alpha value of 0.052 would have resulted in a significant difference being determined.

BDOC values measured during the study of operating temperature (experiment 3) on CFBR performance are plotted in Figure 4. A clear distinction between the ozonated

water (CFBR2 and CFBR3) BDOC and biologically filtered water (CFBR5 and CFBR6) BDOC is noticeable. The effect of operating temperature is somewhat less pronounced. In both cases, the reactors operated at 19-23 °C gave generally higher BDOC measurements than those operated at 8-11 °C. For both water types, the reference method gave results comparable to those of the CFBR measurement. These results are summarized with respect to the reference method in Table 4. Statistical tests showed a significant difference at the alpha = 0.05 level between the CFBR BDOC at 19-23 °C and at 8-11 °C for the biologically filtered water. A significant difference

between the CFBR measurements obtained at the two different temperature ranges in ozonated water would have been established above $\alpha = 0.09$.

In Figure 5, the CFBR BDOC measurements obtained at (19-23°C) from Figure 4 and the CFBR BDOC values from Figure 1 at 23 °C are plotted against their corresponding BDOC values obtained with the reference method (SB). Although the data are somewhat scattered, there seems to be a positive correlation ($r=0.76$) between the two methods.

DISCUSSION

The composition of BOM in water consists of a highly variable range of molecules, from the simplest of aliphatic hydrocarbons to complex humic substances. The different BOM measurement techniques available measure, via various indicators, the quantity of biodegradable matter in water. Evidently, some methods measure a greater portion of the BOM pool than others. For a given water, comparisons of BOM results obtained with different methods should be possible once correlations have been established. One goal of this study was to compare CFBR results to those of an accepted BOM measurement technique in hopes of establishing such a correlation for various waters. The experiments focused on the effects of temperature and inorganic nutrients as factors which could influence CFBR performance and hence, correlations with reference method BDOC values.

Effect of Operating Temperature and Changes in BDOC Composition on CFBR Performance

The results presented in Table 2 and Figure 3 along with the statistical analyses seem to indicate that correlations between the reference method and the CFBR method would be affected by the CFBR operating temperature. In Table 4 and Figure 4, however, CFBR operating temperature was not found to have a pronounced effect on the BOM measured by the CFBR method. This discrepancy may be explained by the influence of unsteady operating temperature on the performance stability of the reactors. The results in Table 2 and Figure 3 were obtained between the end of summer and the beginning of winter in 1994. During this period, the CFBR operating temperature was continually dropping, perhaps disturbing the biodegradation in the biofilm reactors. Similar but more dramatic decreases in CFBR performance have been reported following sudden, controlled drops in operating temperature [13]. In another study, a short term step decrease in operating temperature was generally found to hinder CFBR performance [15].

In contrast, the results in Table 4 and Figure 4 were obtained following months of constant temperature operation. In this case, an adequate acclimation of the biomass to the reactor operating temperature may have buffered the negative effect of lower operating temperatures. This phenomenon has been previously documented in full

scale and pilot biological filters [18]. It was found that filters acclimated to low temperature operation exhibited higher levels of bacterial activity than those having recently undergone a shift to low temperature operation.

Previous work [16] at the St. Rose Treatment Plant on similar CFBR reactors had shown the majority of the measured BDOC uptake to occur at low contact times. It was thus hypothesized that any effects caused by changes in operating temperature would have been overcome due to the more than adequate 1-2 hour contact times provided. The relation between substrate, temperature and the gradient of bacterial activity in these biofilm reactors is evidently more complex than anticipated. It is also possible that changes in the BOM composition, which often follow seasonal temperature shifts, may have contributed to the decreased performance of the reactors as the operating temperature dropped. It was again thought that an adequate contact time would have overcome this problem, but perhaps a combination of the two factors led to the poor CFBR performance observed at low temperatures in Experiment 1. During the comparison of CFBR performance at different operating temperatures (Experiment 3), the temperature and weather conditions were relatively stable, and changes in BOM constituent compounds were probably quite low.

Another factor which may distinguish these biofilm reactors from others lies in the fact that continuous filtration of the CFBR influents was performed. This difference means that the reactors, although better suited for dynamic BDOC measurement, are more directly subjected to changes in temperature and BOM composition. Batch filtration or batch feeding, on the other hand, allows for a homogeneous feed for periods as long as several days before the actual measurement is taken. During this time, however, bacterial growth and BDOC consumption in the holding tank may induce a significant error. When a large number of waters is to be measured simultaneously, the holding tanks may present a significant space restraint. A comparative study between these two modes of CFBR operation is currently underway at Ecole Polytechnique.

In cases where significant annual temperature variations are expected, contingencies for constant temperature operation should be made. Installation of the reactors in a controlled climate setting, such as treatment plant laboratories, is one possibility. If the source water is at an extremity to the controlled temperature environment, a purge should be provided to reduce the contact time in the approach tubing. Alternatively, the initial DOC measurement can be taken at the source. In this case the approach tubing is considered as part of the reactor.

Inorganic Nutrient Study

The results from the study of nutrient addition to CFBR feeds in biologically filtered waters allows for several conclusions. Firstly, the CFBR enables rapid BOM

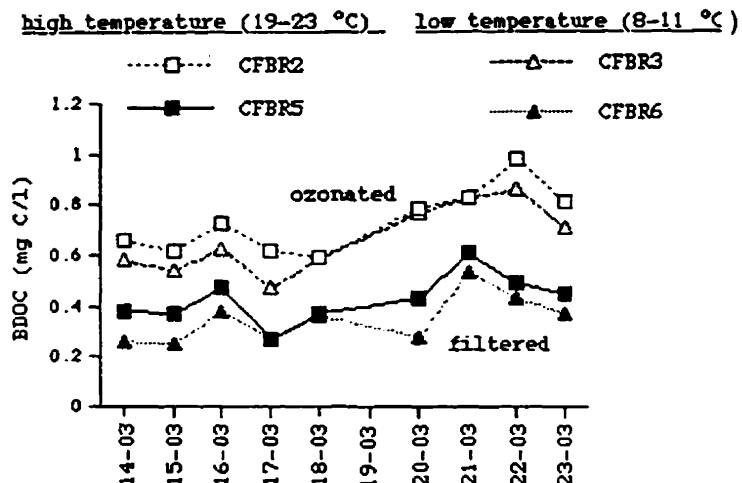


Figure 4. The effect of operating temperature on CFBR performance in ozonated and biologically filtered waters.

Table 4 The effect of temperature on CFBR performance in ozonated and biologically filtered waters (n = 9).

Reactor	Operating Conditions	BDOC Comparison CFBR/SB (%)
CFBR2	ozonated; 19-23 °C	123 ± 30
CFBR3	ozonated; 8-11 °C	112 ± 32
CFBR5	BAC filtered; 19-23 °C	113 ± 38
CFBR6	BAC filtered; 8-11 °C	92 ± 37

measurement in low substrate environments. Secondly, in the absence of a nutrient addition to CFBR6, the two reactors gave near identical results, showing a good reproducibility between reactors. Inorganic nitrate and phosphate supplements were found to have little effect on CFBR performance. In the case of phosphate, concentrations ranging between non-detectable (<20 µg P l⁻¹) and 91 µg P l⁻¹ were observed (Table 1) without significant differences in CFBR performance. Given such low phosphate concentrations, it is plausible that phosphorous recycling may have been occurring. Finally, the ammonium supplement in the feed to CFBR6 may have resulted in an increase in CFBR performance (significant at $\alpha >$

0.052). Ammonium has been reported to be the preferred source of nitrogen for heterotrophic bacteria [19]. Other researchers have discussed the possibility of synergistic effects between nitrifiers and heterotrophs in biofilm environments [1,20]. An increase in soluble microbial products (SMP), brought on by the growth of nitrifying bacteria, serves as additional substrate for heterotrophs. A lower minimal substrate concentration for heterotrophic growth is thus obtained, allowing for increased uptake of the original DOC. Such phenomena are probably negligible in this study, however, as the 655 µg l⁻¹ increase in ammonium (Table 2) would produce a very small quantity of SMP.

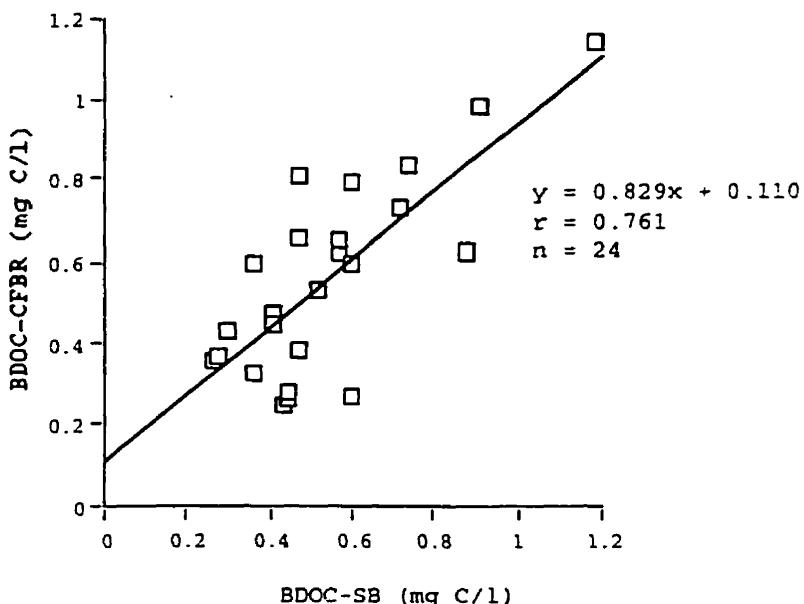


Figure 5. Correlation between CFBR BDOC and reference method BDOC for CFBR operation at temperatures between 13-25 °C.

BDOC Measure in low Substrate Environments

In Figure 4, the difference in measured BDOC between the ozonated and biologically filter water corresponds to the amount of DOC biologically removed in Filter BiPict. The BDOC measurements in the ozonated and biologically filtered samples seem to follow a similar trend over time, apparently reflecting changes in the raw water quality. As previously documented [4], the increase in BDOC following ozonation at the St. Rose Water Treatment plant suggests the breaking down of recalcitrant organic matter and the formation of more labile compounds. During biological filtration, a near complete uptake of highly labile BDOC occurs [21]. A significant difference exists, therefore, both in BDOC quantity and lability between the ozonated and biologically filtered CFBR influents. Given the low BDOC, the low lability, and the low level of inorganic nutrients, BDOC measure in biologically filtered waters presents a particular challenge for the CFBR method. An accurate BDOC measure requires that the bacteria colonizing the CFBR degrade BDOC that was not removed during biological filtration and that the remaining BDOC is capable of sustaining bacterial growth in the CFBR. In fact, the BDOC method comparison between ozonated and biologically filtered water (Table 4) indicates the CFBR is fully capable of BDOC measure in biologically filtered water.

BDOC Method Comparison

A comparison of the BDOC measurement techniques (Figure 5) showed a positive correlation, as expected, but with significant scatter ($r=0.76$). The observed positive intercept means that the CFBR would technically register a BDOC of 0.11 when the BDOC measured using the reference method is nil. Abiotic DOC removal in the reactors may be responsible for these findings [15] although considering the error it can not actually be ascertained that the intercept is positive. In a previous study, CFBR results were weakly correlated ($r=0.61$) with those from the SB reference method for a specific river water [15].

The results obtained here during periods of constant, high temperature (19-23 °C) operation have shown that the CFBR method and reference method measured equivalent portions of the BOM pool (no significant differences were determined). It has been reported elsewhere [15] that the CFBR method measured on average 20-30% more BOM than did the reference method. It has been hypothesized [15] that the CFBR method allows for a stratification of the fixed biomass along the reactor, enabling maximal BDOC uptake per unit length as substrate composition changes with contact time.

CONCLUSION

This study has shown the CFBR to be a useful tool for monitoring and measuring BDOC variations throughout treatment processes. The observed effects of operating temperature on CFBR performance indicate that the CFBR is best suited for constant temperature (19-23 °C) operation. In cases where the water to be sampled is located at a distance from a controlled climate area, the source water may be pumped to the constant temperature CFBR given that the initial DOC measurement is taken at the source. BDOC measurement using the CFBR method gave credible results in low substrate environments. The addition of ammonium to CFBR feeds may enable an increase in measured BDOC when the nitrogen to carbon ratio is low. An attempt to correlate

CFBR results with suspended-inoculum BDOC results showed a positive correlation but with significant scatter ($r=0.76$).

ACKNOWLEDGEMENTS

The authors would like to thank Daniel Thibault and Denis Allard for their work on the CFBR installations and their helpful advice. We thank Bernard Clément of the Applied Mathematics and Industrial Engineering Department at École Polytechnique de Montréal for performing the statistical analyses. We would also like to thank Catherine Poirier for performing the chromatography analyses and the City of Laval for the use of their facilities.

REFERENCES

1. Bouwer E.J. and Crowe P.B., Biological processes in drinking water treatment. *J. Am. Wat. Wks Ass.*, **80**, 82-93 (1988).
2. Rittmann B.E. and Snoeyink V.L., Achieving biologically stable drinking water. *J. Am. Wat. Wks Ass.*, **76**, 106-114 (1984).
3. Babin G.P., Ventresque C. and Damez F., Utilisation combinée de l'ozone et du charbon actif biologique dans une grande unité de traitement. *Wat. Supply*, **4**, 34-45 (1986).
4. Prevost M., Duchesne D., Couillier J. and Desjardins R., Full scale evaluation of biological activated carbon filtration for the treatment of drinking water. In: Proc. AWWA WQTC, Nov. 1989, Philadelphia. AWWA, Denver, pp.147-165 (1990).
5. LeChevallier M.W., Becker W.C., Schorr P. and Lee R.G., Evaluating the performance of biologically active rapid filters. *J. Am. Wat. Wks Ass.*, **84**, 136-146 (1992).
6. Huck P.M., Measurement of the biodegradable organic matter and bacterial growth potential in drinking water. *J. Am. Wat. Wks Ass.*, **82**, 78-86 (1990).
7. Block J.C. and Mathieu L., Mesure de la matière organique biodégradable des eaux potables. *Analysis Magazine*, **19**, 54-57 (1991).
8. Servais P., Anzil A. and Ventresque C., Simple method for the determination of biodegradable dissolved organic carbon in water. *Appl Environ. Microbiol.*, **55**, 2732-2734 (1989).
9. Servais P., Barillier A. and Garnier J., Determination of the biodegradable fraction of dissolved and particulate carbon in waters. *Ann. Limnol.*, **31**, 75-80 (1995).
10. Joret J.C. and Levi Y., Méthode rapide d'évaluation du carbone éliminable des eaux par voie biologique. *Environ. Chém.*, **19**, 3-9 (1986).
11. Volk C., Renner C., Robert C. and Joret J.C., Comparison of two techniques for measuring biodegradable dissolved organic carbon in water. *Environ. Technol.*, **15**, 545-556 (1994).
12. Frías J., Determinación del carbono orgánico asimilable y biodegradable en aguas de distribución. Desarrollo de una nueva metodología. Ph.D. dissertation, Barcelona University, Faculty of biology. (1992).
13. Lucena F., Frías J. and Ribas F., A new dynamic approach to the determination of biodegradable dissolved organic carbon in drinking water. *Environ. Technol.*, **12**, 343-347 (1990).
14. Ribas F., Frías J. and Lucena F., A new dynamic method for the rapid determination of the biodegradable dissolved organic carbon in drinking water. *J. Appl. Bacteriol.*, **71**, 341-378 (1991).
15. Kaplan L.A., Ribas F., Joret J.C., Volk C., Frías J. and Lucena F., Biofilm reactor biodegradable organic matter measurement. AWWA and AWWRF, Denver. (1994).
16. Cormier J., Bioreacteur pour la détermination rapide du CODB. Mémoire de M.Sc A., École Polytechnique de Montréal, Montréal, Canada (1994).
17. AFNOR, Norme 190-015, Dosage de l'azote ammoniacal: méthode spectrophotométrique au bleu d'indophénol. France (1975).
18. Billen G., Servais P., Bouillot P. and Ventresque C., Functioning of biological filters used in drinking-water treatment - the Chabrol model. *J. Water SRT - Aqua*, **41**, 231-241 (1992).
19. Gottschalk G., Nutrition of bacteria. In: *Bacterial Metabolism*, Second edition, Springer-Verlag, New York, pp. 1-11 (1986).
20. Furumai H. and Rittmann B.E., Advanced modeling of mixed populations of heterotrophs and nitrifiers considering the exchange of soluble microbial products. *Wat. Sci. Tech.*, **26**, 493-502 (1992).

21. Prevost M., Niquette P., MacLean R.G., Thibault D. and Desjardins R., Factors affecting the performance stability of first stage sand-activated carbon filters for the removal of biodegradable organic matter (BOM) and ammonia. In: Proc. AWWA WQTC, Nov. 1995, New Orleans, AWWA, Denver (1996).

ANNEXE 3:

**EFFECT OF FLOCS AND ADSORBED METALS ON
BIOLOGICAL ACTIVATED CARBON FILTRATION
OF DRINKING WATER**

BÉDARD, É.C., PRÉVOST, M. et NIQUETTE, P. (1996)

en préparation, sera soumis au
Journal of Water Supply Research and Technology - AQUA.

ABSTRACT

First stage biological filters are designed for two purposes: the removal of flocs and particles and the biological degradation of carbonous substrates and ammonia. The impact of the accumulation of flocs and particles during a filtration cycle, and the effect of adsorbed metals on the activated carbon on the density and activity of fixed biomass have not been evaluated. The growth of this biofilm could be inhibited by the presence of flocs and particles accumulating during a filtration cycle or by increasing concentrations of adsorbed metals on BAC. The effects of adsorbed metals on the performances of biological filtration of drinking water was studied on small scale upflow bioreactors with an empty bed contact of 3 minutes. Results showed that biodegradation was affected by the presence of metals adsorbed on BAC. Results also revealed a strong linear gradient of heterotrophic biomass in the first few minutes of empty bed contact of a BAC filter. Ammonia removal rates were observed to be highest at the surface of the BAC bioreactors.

RÉSUMÉ

La filtration biologique en 1^{er} étage de filtration a deux objectifs: l'enlèvement physique des flocs et particules et l'abattement par voie biologique des substrats carbonés et de l'ammoniaque. L'impact de l'accumulation des flocs et particules pendant un cycle de filtration et l'effet de l'adsorption des métaux lourds sur le charbon actif sur la densité et l'activité de la biomasse n'ont pas été quantifiés. L'effet de l'accumulation de flocs et de plusieurs métaux adsorbés sur du charbon actif biologique (CAB) macroporeux a été étudié avec une série de bioréacteurs ayant un faible temps de contact en fût vide de 3 minutes. Les mesures de biomasse fixée effectuées ont révélé une diminution de la capacité de biodégradation de la biomasse en présence de métaux. Les résultats ont également montré un

fort gradient de la biomasse fixée, ainsi qu'un important enlèvement de l'azote ammoniacal en surface des bioréacteurs.

INTRODUCTION

Improvements of drinking water quality may be achieved by the use of biological treatment (Bablon *et al.*, 1990). For instance, second stage biological activated carbon (BAC) filtration may reduce chlorine demand, disinfection by-product formation and bacterial regrowth in distribution systems (Prévost *et al.*, 1992a; Shukairy and Summers, 1992). The biofilm fixed upon the BAC removes biodegradable dissolved organic carbon (BDOC) and ammonia (Prévost *et al.*, 1992b; Servais *et al.*, 1991; Merlet *et al.*, 1991). BAC filter efficiencies are influenced by the characteristics of the filter media. Prévost *et al.* (1992b) and Bablon *et al.* (1988) recommended macroporous activated carbon to optimize bacterial biomass, especially in cold water. This type of material has a high specific surface that promotes the colonization of nitrifiers (Rittmann and Snoddyink, 1984). The nature and concentrations of adsorbed elements on BAC could also influence the biofilm composition by filling the attachment sites (Pillard *et al.*, 1994) or perhaps by inhibiting the bacterial growth. Moreover, in the case of first stage BAC filters, flocs and particles having a high aluminium or iron content as well as increased concentrations of trace metals will accumulate on the filter surface and may affect biodegradation.

The evaluation of the effect of flocs, particles and adsorbed metals on BAC is the major objective of this study. This was achieved by:

- evaluating the impacts of adsorbed metals (heavy metals, calcium, iron and aluminium) on dissolved organic carbon (DOC) and ammonia removals in BAC;
- investigating the influence of the accumulation of flocs and suspended solids on BAC efficiency, in order to simulate the situation in a first stage BAC filter;
- comparing different filtering media with similar pore structure but with different adsorption capacities (macroporous activated carbon versus expanded glass);
- studying the stratification of fixed biomass in the top layer of a BAC filter.

MATERIALS AND METHODS

The study was performed at the St. Rose Water Treatment Plant in Laval, Canada. The raw water, drawn from the Mille-Îles River, has a high organic content (DOC between 4 and 10 mg/L), variable water temperature (1 to 28°C), low alkalinity (between 20 and 50 mg CaCO₃/L) and low hardness (between 30 and 60 mg CaCO₃/L).

The experimental setup consisted of a peristaltic pump and eight bioreactors (Fig. 1). Expanded glass (SiranTM, Schott co., USA) and granular activated carbon (GAC) (Picabiol H120TM, Pica co., France) were used as biological filter media. Table 1 outlines the characteristics of these macroporous media, specially developed to maximize the density of bacterial biomass. The major difference between these two media is the higher initial adsorption capacity of the activated carbon due to its high specific surface. Carbon samples were saturated for DOC removal by several years on line.

These upflow bioreactors had an initial empty bed contact of 3 minutes (flow rate of 20 mL/min. at filtration rate of 1 m/h). The bioreactors were fed two types of water from the St. Rose pilot plant (Fig. 2). Six bioreactors received ozonated settled water prefiltered on 20 cm of anthracite (bioreactors #1 to #6) and the two last bioreactors received ozonated settled water without prefiltration (bioreactors #7 and #8). The ozonated settled water without prefiltration had a very low ozone residual (≤ 0.1 mg/L) and contained flocs and particles. Two duplicate BAC bioreactors were run to verify inter bioreactor variability (bioreactors #1 and #2). One of these two bioreactors was not sampled until the end of the experimental period (95/07/12). On 95/07/12, the entire media of this bioreactor was progressively removed in four layers to evaluate biomass stratification. Liquid samples were taken between each media sampling. Liquid samples were also taken from the bioreactor effluent once it was emptied to evaluate the DOC and ammonia removals in the feed system. Bioreactor #3 was

filled with BAC saturated by NOM and containing heavy metals (copper, chrome and lead). Bioreactor #4 contained BAC saturated with NOM, and high concentrations of iron and aluminium. Bioreactor #5 was filled with BAC saturated by NOM and containing large concentrations of calcium. Bioreactor #7 was also filled with BAC saturated only by NOM but its influent was not filtered. The last two bioreactors were equipped with expanded glass (bioreactors #6 and #8). One of these two bioreactors received ozonated settled water (bioreactor #6) and the second one received prefiltered ozonated settled water without prefiltration. Table 2 summarizes the concentrations of metals adsorbed on the different BACs. The first sampling (94/11/21) occurred 105 days after the start-up of the bioreactors.

Two types of measurements were completed to study fixed biomass: 1) biomass density was estimated using the potential glucose respiration method during the first three hours as described by Servais (...); 2) biomass respiration curves were completed over a period of 148 hours. Small amounts of filtering media were removed from the bioreactor surface for biomass density evaluation. Removal of the media gradually decreased the total empty bed contact time of each bioreactor. Fixed biomass density on filter media samples was quantified using radiolabelled ^{14}C glucose respiration (Servais 1991). This respiration rate is converted to biomass by using a factor of 1.1 μg C of biomass by nmole of respired glucose per hour (Servais, 1991). Two ml of media were incubated for 3 hours in darks with 1 mL of radiolabelled glucose solution (concentration of 1 nmole). Radioactivity was measured using a scintillation counter (Canberra Packard 1900 TR, USA). The production of radiolabelled $^{14}\text{CO}_2$ has also been monitored after 3 h, 6 h, 24 h, 30 h, 48 h and 144 h of incubation for the last sampling to build the biomass respiration curves.

DOC was measured using UV persulfate oxidation in a total organic carbon analyzer (Dorhmann DC-180, USA; ± 0.05 mg/L C). The glassware used for the DOC measurements was washed and then muffled 4 hours at 500 °C. Ammonia measurements were made by

using the indophenol colorimetric method (AFNOR, 1990). This method has a good precision ($\pm 3 \text{ } \mu\text{g/L}$) at low ammonia concentrations. The glassware used for ammonia measurements was cleaned with chlorhydric acid 25 %, demineralized water (3 times) and ultra-pure water (3 times; Millipore Milli-Q UV Plus System, USA) and dried at 110 °C.

RESULTS

Fixed biomass in the bioreactors

Samples were taken on 94/11/21 to compare the heterotrophic biomass densities in the two reference bioreactors containing the same BAC (bioreactor #1 and bioreactor #2). Densities of 14.2 and 14.8 $\mu\text{g C/cm}^3$ suggest that the two reactors were colonized at the same level. The results of ammonia and DOC removals through these reactors also are in concordance with this observation. After this first sampling, bioreactor #1 remained undisturbed until the end of experimental study, to study biomass stratification. Fig. 2 shows the fixed biomass densities measured on the filtering media in bioreactors #2 to #8 for the duration of the experimental study. Lower densities were observed on expanded glass fed with ozonated settled water. It is interesting to note the similar trends of the fixed biomass densities on the expanded glass and on BAC in presence of flocs although their difference in absolute values.

Biomass respiration curves of the different bioreactors are shown in Fig. 3. The biomass fixed on expanded glass had lower maximal glucose respiration rates than the biomass fixed on BAC (evaluated by calculating the slope of the linear portion of the curves and compiled in Table 3). Nevertheless, Table 3 and Fig. 3 showed that the biomass fixed on expanded glass respired glucose to a higher extent during the incubation period than did the biomass fixed on BAC (higher % of glucose respired).

DOC removals in the bioreactors

Fig. 4 shows the DOC levels in the bioreactor influents and effluents. Similar DOC concentrations were present in the effluent of the two reference bioreactors for the first two sampling events showing good bioreactor reproducibility. The effluent of the bioreactor filled with expanded glass and fed by an influent with flocs removed less DOC. For the 95/05/30 and the 95/06/13 sampling dates, the DOC removals in the bioreactors were near the detection limit of the method (0,05 mg/L C). These low removals were also observed at low contact time during the progressive sampling of bioreactor #1.

Ammonia removals in the bioreactors

Concentrations of ammonia in the influent water did vary significantly during the study period with decreasing concentrations as water temperature increased, reflecting more complete nitrification in the river used as source water. Fig. 5 shows the ammonia concentrations in the bioreactor influents and effluents. Ammonia removal was almost nil in the bioreactor equipped with expanded glass and receiving floc loaded water, suggesting a strong impact of particles accumulation on the establishment of nitrifiers. Poor ammonia removals were also observed in the other reactor packed with expanded glass but receiving prefiltered water, at least in cold water. At warmer water temperatures, in the absence of flocs and particles, equivalent removals were observed in reactors equipped with BAC and expanded glass. The presence of high concentrations of Al^{++} and Fe^{++} adsorbed onto BAC did not affect the removal of NH_4 . Large concentrations of calcium or of other heavy metals impacted significantly on nitrification, at least in cold water. With higher water temperature, the loss of performance was marginal. Comparing the data obtained with the two reference BAC bioreactors makes it possible to assess the effect of sampling of biomass and of

shortening of EBCT as the study progressed. Good agreement between these data suggest that most of the removal occurred at very short contact time and that sampling from the top did not affect the overall column's performance.

Biodegradation profiles in the bioreactor containing reference BAC

At the end of the study period, the reference BAC reactor left undisturbed was sampled to measure biomass, DOC removal profiles and NH_4 removal profiles. These sampling results are shown in Fig. 6, 7 and 8. Fig. 6 shows a strong linear gradient of fixed heterotrophic biomass in this bioreactor (a difference of 6 $\mu\text{g C/cm}^3$ between the top and the bottom of the reactors having a 2.5 minutes of EBCT). Fig. 7 shows the ammonia concentration profile in the bioreactor. A 20% removal of ammonia in the feed pipe to this bioreactor is observed. About 55% of the total removal of ammonia was achieved within 1.25 minutes of empty bed contact time. Fig. 8 shows the same data but expressed as ammonia removal rate in this bioreactor. These removal rates were calculated by subtracting effluent NH_4 values from influent NH_4 values and by dividing by the hydraulic retention time (HRT). HRT were calculated based on a porosity of the filtering media of 0.41 for the BAC and 0.70 for the expanded glass. This figure illustrates that the ammonia removal rates are extremely high on top of the bioreactor suggesting some kind of surface effect.

Biodegradation rates in the bioreactors

DOC removal rates in the bioreactors are shown in Figure 9. DOC removal rates are quite stable in time for each bioreactor with only a slight increase in rates with high temperatures in the absence of flocs/particles. Removal rates are very low in BAC and expanded glass reactors exposed to flocs/particles accumulation. The presence of metals did not affect these rates significantly.

Ammonia removal rates also remained stable throughout the study period even though the temperature increased (Figure 10). This is in part caused by the lower concentrations of ammonia in the affluent during the spring and summer periods. Much lower rates were observed in expanded glass with little or no removal occurring in the presence of flocs/particles.

DISCUSSION

The presence and type of adsorbed metals on the BAC, the type of filtering media (BAC versus expanded glass) and the accumulation of flocs/particles in the filter media influence significantly the removal of BDOC and NH_4 in biological filter.

Impact of adsorbed metals

The values of fixed biomass density measured on BAC with adsorbed metals (heavy metals, calcium, iron and aluminium) were generally lower than those measured on the reference BAC (Fig. 2). Two types of effects may be expected to result from the accumulation of adsorbed metals onto BAC. The adsorption of some metals may affect directly the activity and ability of the biomass to form a biofilm (Ca^{++}). On the other hand, the precipitation of calcium carbonates may fill the available sites for bacterial attachment and reduce the bacterial support capacity of the media (Pilard *et al.*, 1994). Moreover, results showed that the densities of fixed biomass on BAC with adsorbed metals are more subject to fluctuations than the biomass fixed on the reference BAC (bioreactor #2). Nevertheless, these lower bacterial biomass densities did not translate into significantly lower DOC removal rates. This could be explained by a lower yield of the biomass exposed to these metals.

Results show that nitrifying bacteria were most affected by adsorbed metals. Heavy metals and calcium adsorbed on BAC affected the ammonia removal rate (Fig. 11). Nevertheless, the bioreactor containing BAC with adsorbed iron and aluminium showed similar ammonia removal rate as the bioreactor containing reference BAC. It seems therefore that nitrifiers are less affected by accumulation of adsorbed iron and aluminium than the heterotrophic biomass.

Effects of filtering media and flocs

Expanded glass receiving an influent without flocs supported similar densities of fixed biomass than those measured on the reference BAC in the same conditions (Fig. 2). Nevertheless, expanded glass receiving an influent with flocs supported lower densities of fixed biomass density than did BAC operated under the same conditions. This observation could be explained by the differences between the characteristics of the two filtering media. Activated carbon chosen (Picabilo H120) has a different and more irregular geometry, a high specific surface and surface charges may be different (Table 1) that may help biomass attachment and development in the presence of flocs. The presence of a low ozone residual (≤ 0.1 mg/L) in the ozonated settled water without prefiltration may also affect the fixed biomass especially on expanded glass. Biomass fixed on BAC is probably protected from the effects of a small ozone residual by rapid reduction of ozone by activated carbon. BAC was not affected by the presence of flocs in its influent suggesting that it can be used for first stage filtration as well as for second stage filtration. These results shows the importance of choosing an appropriate filtering media for first stage filtration.

Fig. 3 and Table 3 show that the maximal respiration rate of glucose by the biomass fixed on BAC (2,5 % / h) is higher than those measured on expanded glass (1,5 % / h). Nevertheless,

the cumulative percentage of glucose resired by the biomass fixed to the expanded glass (54.3 % and 59.6 % after 144 h) was higher than those measured on BAC (from 44.8 % to 48.6 %). This demonstrates a long period of substrate availability for the biomass fixed on expanded glass. The substrate availability for the biomass fixed on BAC may be reduced by the adsorption capacity of the activated carbon.

The type of filtering media used also influences ammonia removal rate. Fig. 10 clearly demonstrates that the biomass fixed on expanded glass has lower nitrification capabilities than the biomass fixed on BAC.

Biomass stratification in the bioreactors

Results showed an important biomass gradient in the reference bioreactor (Fig. 6). This increasing gradient is surprising because Servais *et al.* (1991) found that fixed biomass decreased from the top to the bottom of a BAC filter. Nevertheless, these observations were made with BAC filters with empty bed contact times higher than 10 minutes and filtration rates between 5 and 9 m/h. In this case, with lower empty bed contact times, it is possible that the organic substrate could not be readily biodegraded. These organic molecules had to be hydrolysed or transformed before utilization by the fixed biomass (Billen *et al.* 1992). The results also showed an important nitrification on the surface of the reference bioreactor (Fig. 7 and 8) indicating a good colonization by the nitrifying bacteria where heterotroph bacteria had a lower biomass density. This indicates that nitrifying bacteria are able to colonize the bioreactor surface where there is less competition. This could be explained by an observation made by Rittmann and Snoeyink (1984) who noted that nitrifying bacteria had lower growth rate than heterotrophic bacteria. Moreover, for low DOC concentrations, the production of bacterial growth by-products by the nitrifying bacteria may raise heterotrophic biomass

growth and increase the BAC filter efficiency for the elimination of low level of organic contaminants (Furumai and Rittmann, 1992; Rittmann and Brunner, 1984).

CONCLUSION

Results showed that adsorbed metals on BAC (heavy metals, calcium, iron and aluminium) can affect the heterotrophic biomass fixed on BAC and its DOC removal capacity. Heavy metals and calcium adsorbed on BAC also affected nitrification efficiency. It appears that monitoring the concentration of these metals in the influent of a BAC filter and, eventually, the concentration of these metals adsorbed on the BAC, may be required in full-scale installations.

The presence of flocs and of an ozone residual in the influent of a BAC filter did not affect its efficiency at low empty bed contact time (less than 3 min.). The efficiency of a filter containing a non-adsorbing media like expanded glass could be affected by these factors. It is therefore important to properly choose the filtering media for first stage filtration.

There is a steep gradient of heterotrophic biomass density in the first few minutes of empty bed contact time of a BAC filter. Nitrifying bacteria grow preferentially on the surface of a BAC filter.

For future work, it would be interesting to study the effect of different concentrations of adsorbed metals on the same BAC to determine more about the admissible concentrations of these metals. It would also be appropriate to study the efficiency of BAC on which bacterial attachment sites were filled with an inert compound before seeding. Finally, it would be

helpful to have a better understanding of the competition between heterotrophic and nitrifying bacteria on the surface of a BAC filter.

ACKNOWLEDGEMENTS

The authors would like to acknowledge the financial support from the sponsors of the Industrial Drinking Water Chair, namely, the Natural Science and Engineering Research Council of Canada, the City of Montreal, the City of Laval, John Meunier Inc., Compagnie Générale des Eaux and Vallée-Lefebvre and Associates. They also thank the Chair's staff, especially Denis Allard, Josée Coalier, Jacinthe Mailly, Robert G. MacLean and Catherine Poirier.

REFERENCES

- AFNOR (Association Française de Normalisation), Eaux Méthodes d'Essai, Ammonia dosage by indophenol colorimetric method, method # T90-015, 4th edition (1990).
- Bablon, G.P., Ventresque, C., and Benaim, R. Developing a Sand-GAC Filter to Achieve High-Rate Biological Filtration. *Journal of the American Water Works Association* **80**, 12, 47-53 (1988).
- Billen, G., Servais, P., Bouillot, P. and Ventresque C. Functioning of Biological Filters Used in Drinking-Water Treatment - the Chabrol Model. *Journal of Water Supply Research and Technology - Aqua* **41**, 4, 231-241 (1992).
- Furumai, H. and Rittmann, B.E. Advanced Modelling of Mixed Populations of Heterotrophs and Nitrifiers Considering the Formation and exchange of Soluble Microbial Products. *Water Science Technology* **26**, 3-4, 493-502 (1992).
- Servais, P., Billen, G., Ventresque, C. and Bablon, G.P. Microbial Activity in GAC Filters at the Choisy-le-Roy Treatment Plant. *Journal of the American Water Works Association* **83**, 62-68 (1991).
- Prévoteau, M., Desjardins, R., Coallier, J., Duchesne, D. and Mailly, J. Comparison of Biodegradable Organic Carbon (BOC) Techniques for Process Control. *Journal of Water Supply Research and Technology - Aqua* **41**, 3, 141-150 (1992a).
- Prévoteau, M., Desjardins, R., Duchesne, D. and Coallier, J. Optimization of Biological Activated Carbon (BAC) Filtration of Drinking Water: Effect of Filtration Velocity, Ozone

Dosage and Position and Carbon Type, *Conférence AWWARF*, Winnipeg, Canada, 13-25 Sept. (1992).

Rittmann, B.E. and Brunner, C.W. The Nonsteady-state-biofilm Process for Advanced Organics Removal, *Journal of the Water Pollution Control Federation* 56, 7, 874-880 (1984).

Rittmann, B.E. and Snacyink, V.L. Achieving Biologically Stable Drinking Water, *Journal of the American Water Works Association* 76, 10, 106-114 (1984).

Shukairy, H.M. and Summers, R.S., The impact of Preozonation and Biodegradation on Disinfectant By-Product Formation, *Water Research* 26, 9, 1217-1227 (1992).

Pilard, M., Dagois, G., Montagnon, P. and Chesneau, M. Influence of Minerals on the Regeneration of Activated Carbon Used in Drinking Water, *Water Supply* 14, 263-270 (1994).

Table 1 General characteristics of the filtering media

Characteristics	Activated carbon Picabiot H120	Expanded glass Stiran
Origin	Wood based	Expanded glass
Vibrated density	0.22 to 0.30 g/cc	0.5 to 1.2 g/cc
Specific surface	> 1050 m ² /g	0.15 to 0.4 m ² /g
Grain diameter		1 to 2 mm
Effective particle size (D ₀)	1.0 mm	
D ₅₀	1.3 mm	
Uniformity coefficient	< 1.7	
Porosity	41%	70%
Pore size distribution	10 to 100 μm	10 to 400 μm
Carbon tetrachloride activity	62%	
Iodine number	> 900 mg/g	

Table 2 Concentrations of metals adsorbed on the BAC samples before seeding

Adsorbed metal	Virgin * carbon	Carbon with adsorbed heavy metals	Carbon with adsorbed calcium	Carbon with adsorbed calcium iron and aluminium
Calcium (ppm)	1780	21600	47200	7300
Aluminium (ppm)	180	4100	2900	15600
Iron (ppm)	160	4000	570	13736
Copper (ppm)	-	170	1400	65
Chrome (ppm)	-	39	20	-
Lead (ppm)	-	215	100	-

Table 3: Principal results of radiolabeled glucose respiration

	Bioreactor #2 BAC	Bioreactor #3 BAC with heavy metals	Bioreactor #4 BAC with Fe and Al	Bioreactor #5 BAC with Ca	Bioreactor #6 Siran	Bioreactor #7 BAC with flocs	Bioreactor #8 Siran with flocs
Maximal respiration rate (%/h)	3.75	3.36	3.08	3.11	2.15	3.45	1.72
Maximum of glucose respiration (%)	48.6	44.8	47.1	48.3	54.3	46.5	58.6

Table 4 Concentrations of metals adsorbed on the BAC samples after seeding

Adsorbed metal	Reference carbon	Carbon with adsorbed heavy metals	Carbon with adsorbed calcium	Carbon with adsorbed iron and aluminium	Expanded glass	Carbon with flocs	Expanded glass with flocs
Calcium (ppm)	19200	19200	23400	10000	500	18400	500
Aluminium (ppm)	9300	12400	16200	16300	3100	10600	4100
Iron (ppm)	1100	3150	1140	17600	1480	1270	1450
Copper (ppm)	155	215	1170	155	5	215	4
Chrome (ppm)	25	50	35	20	15	20	20
Lead (ppm)	4	95	95	30	10	35	11

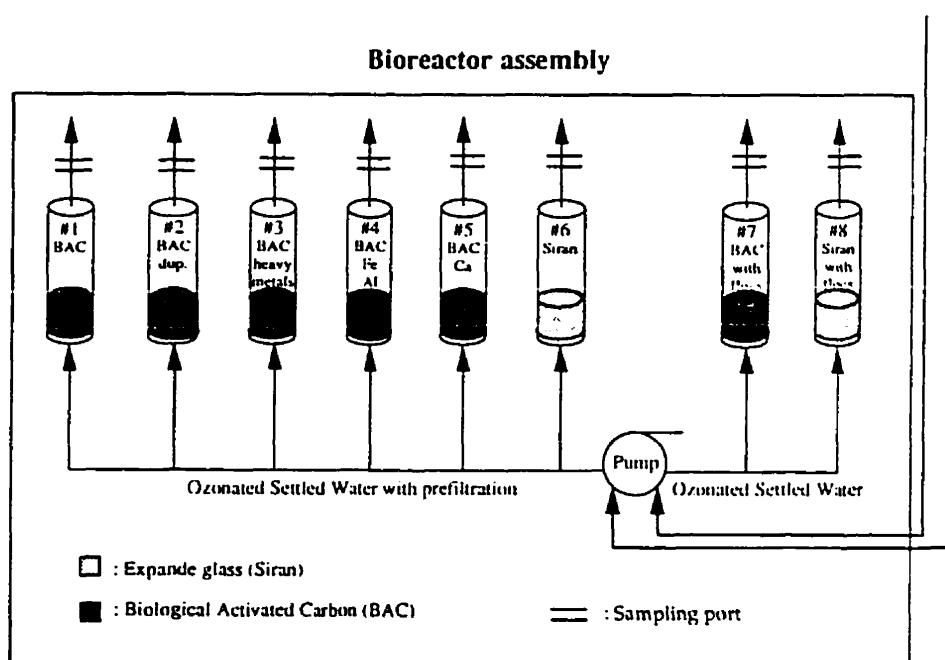


Fig 1: Ste-Rose pilot plant schematic

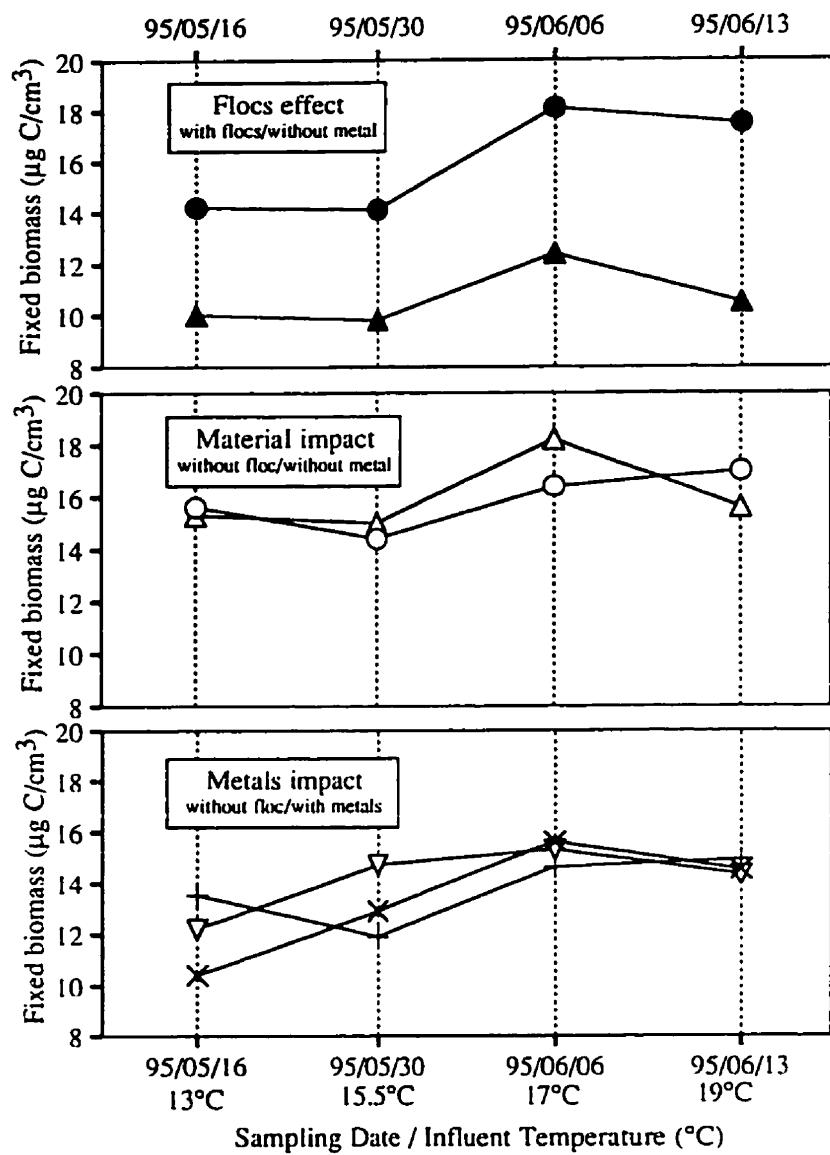


Fig. 2 Evolution of fixed biomass densities in the different bioreactors

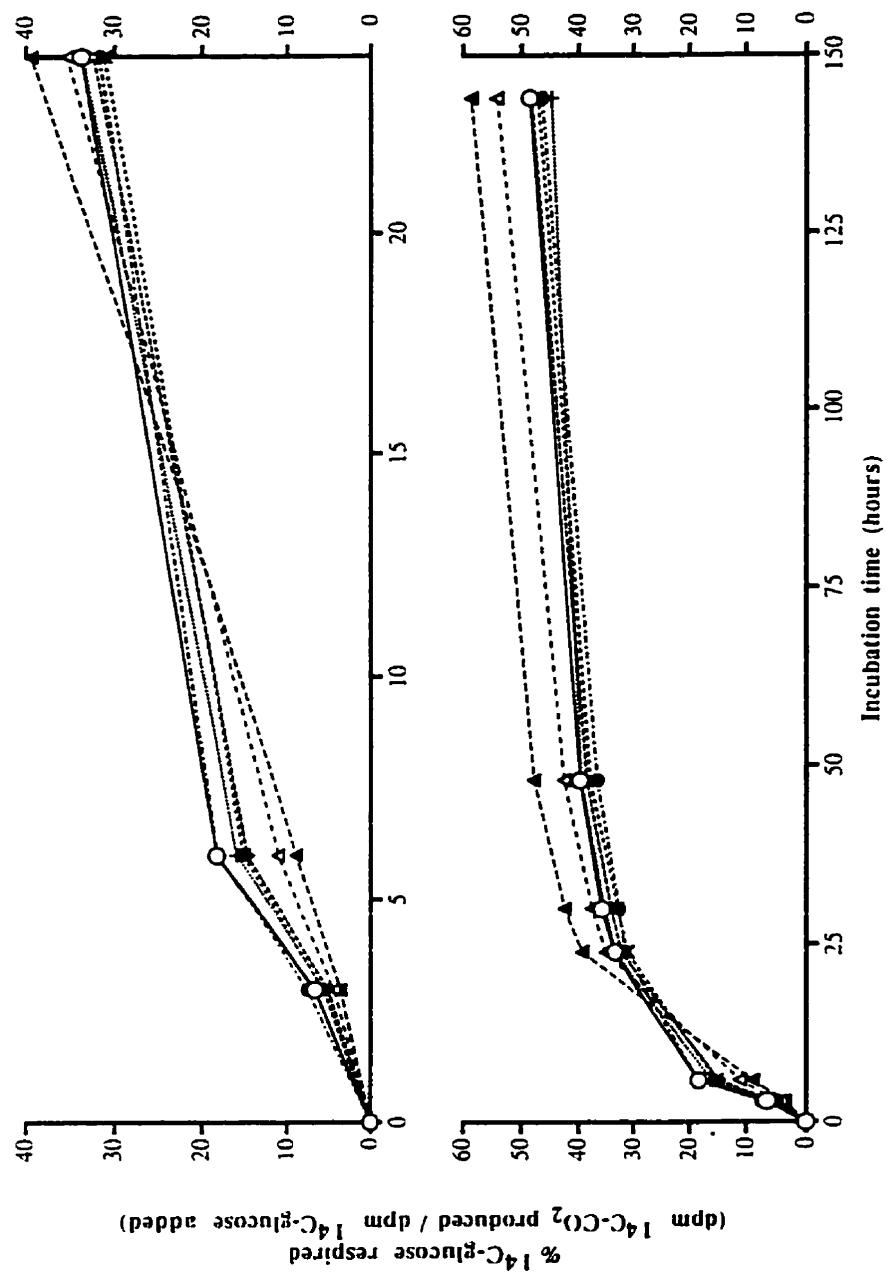


Fig. 3 Radioactive labeled glucose respiration curves for the different bioreactors

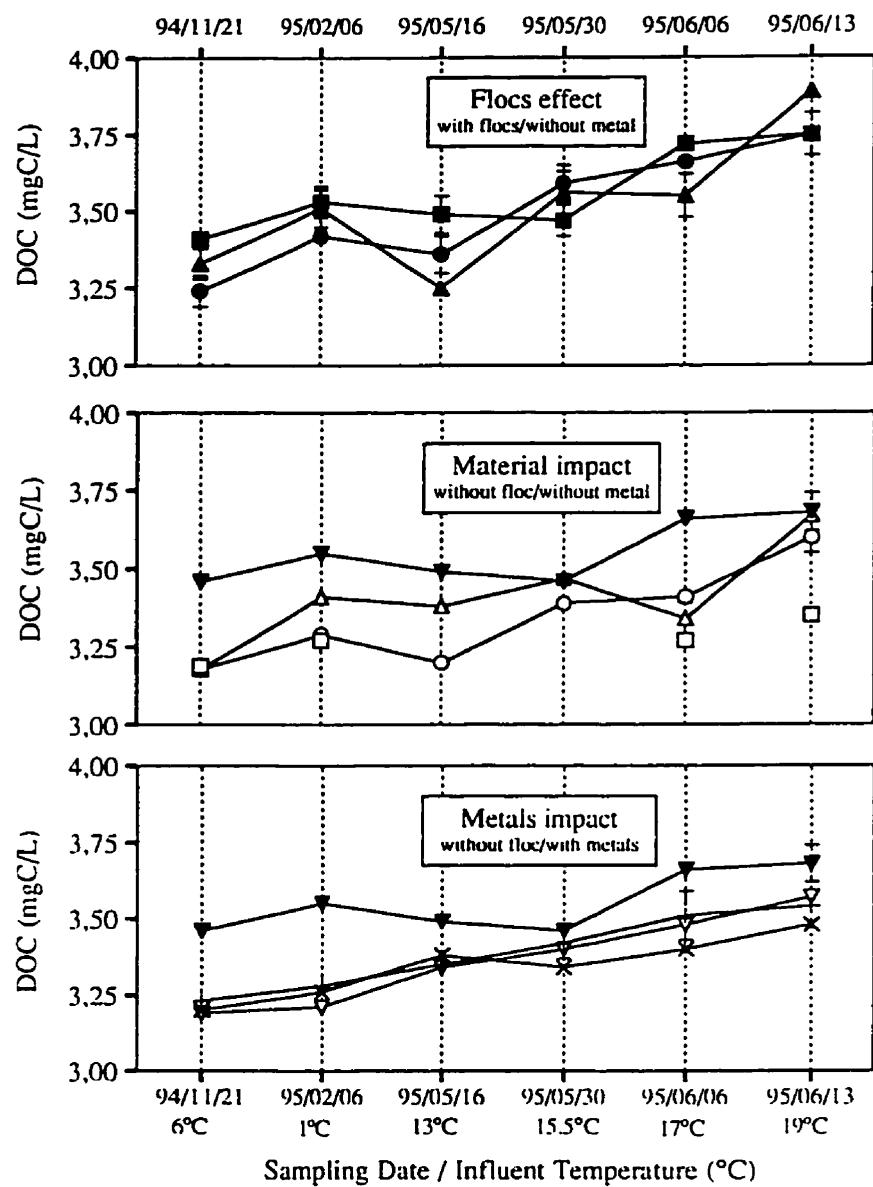


Fig. 4 DOC levels in bioreactor influents and effluents

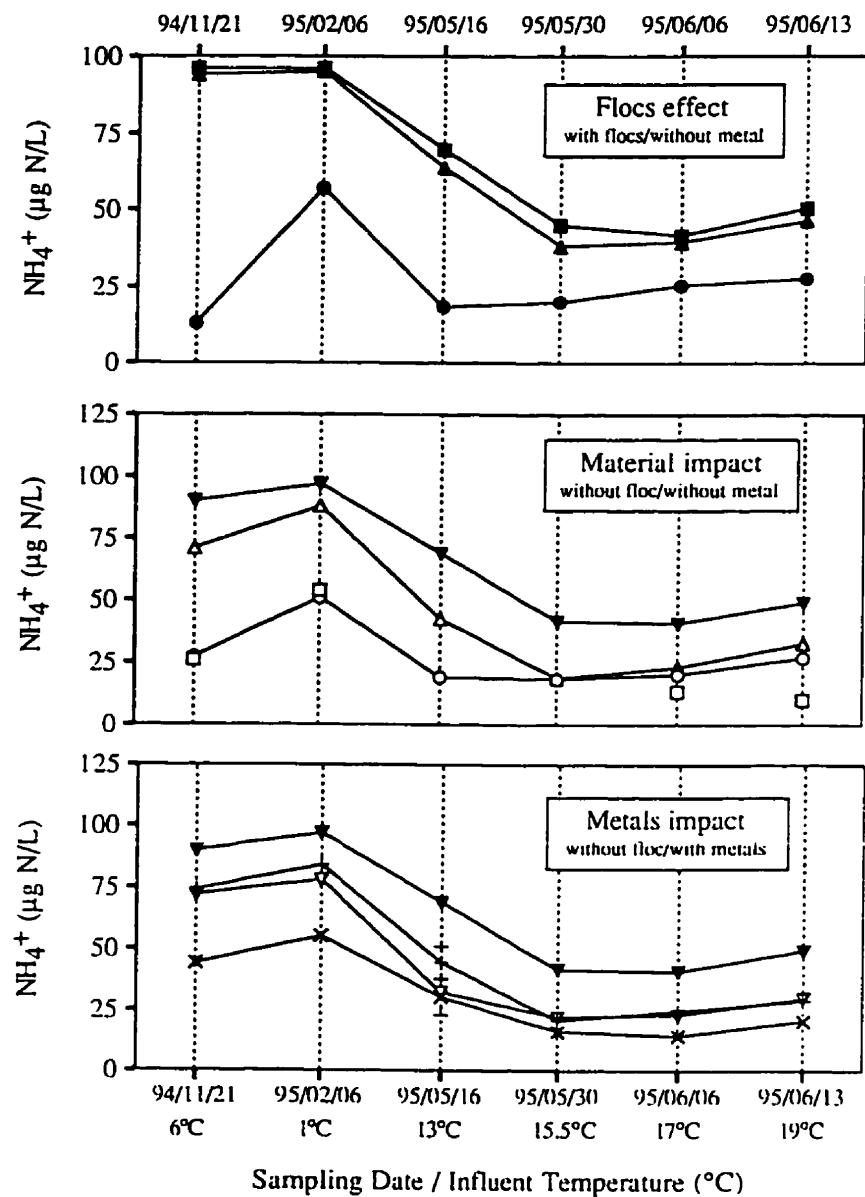


Fig. 5 Ammonia levels in bioreactor influents and effluents

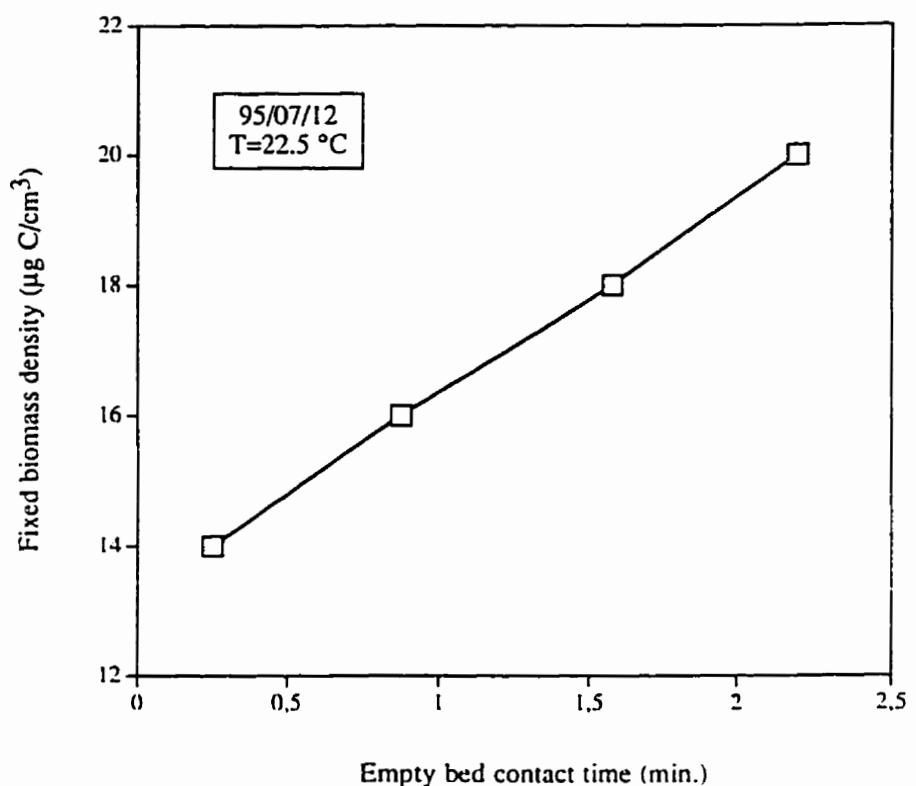


Fig. 6 Fixed heterotrophic biomass densities in the reference bioreactor

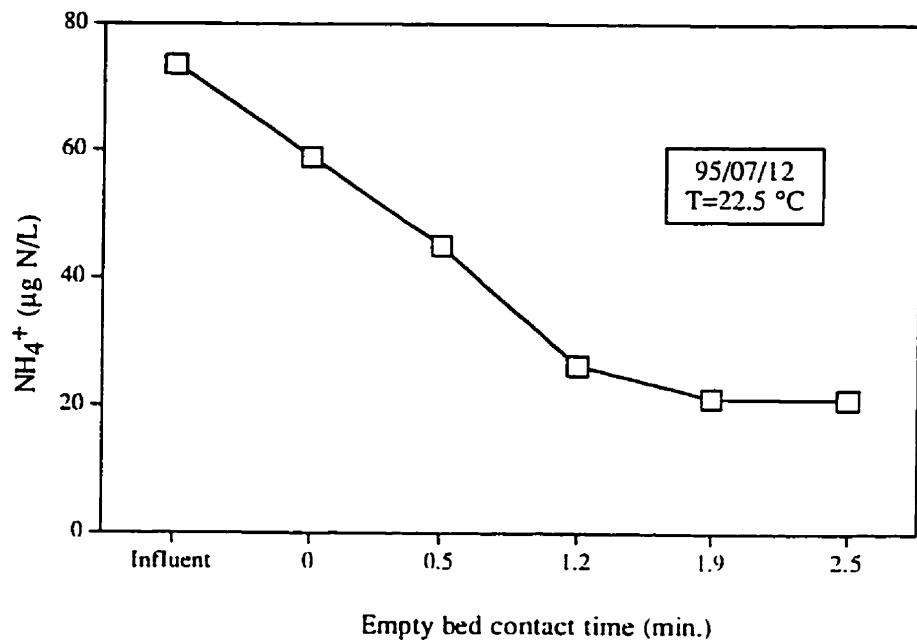


Fig. 7 Ammonia levels in the reference bioreactor

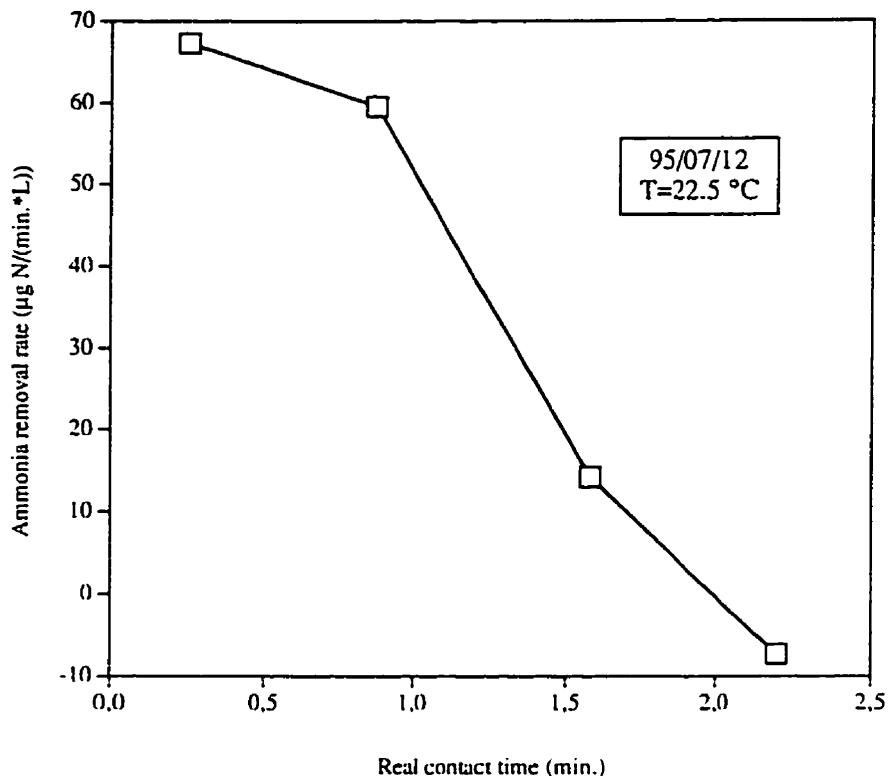


Fig. 8 Ammonia removal rate in the reference bioreactor

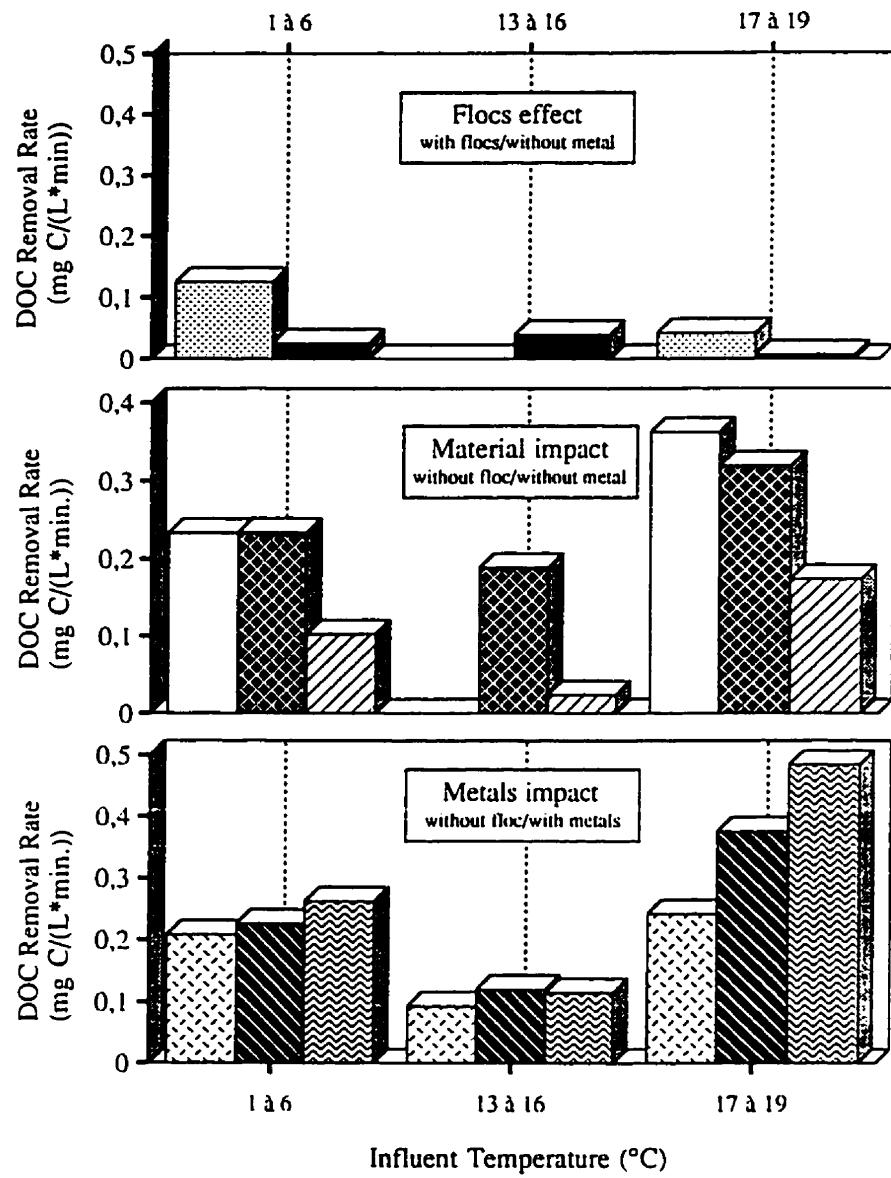


Fig. 9 DOC removal rate in the bioreactors

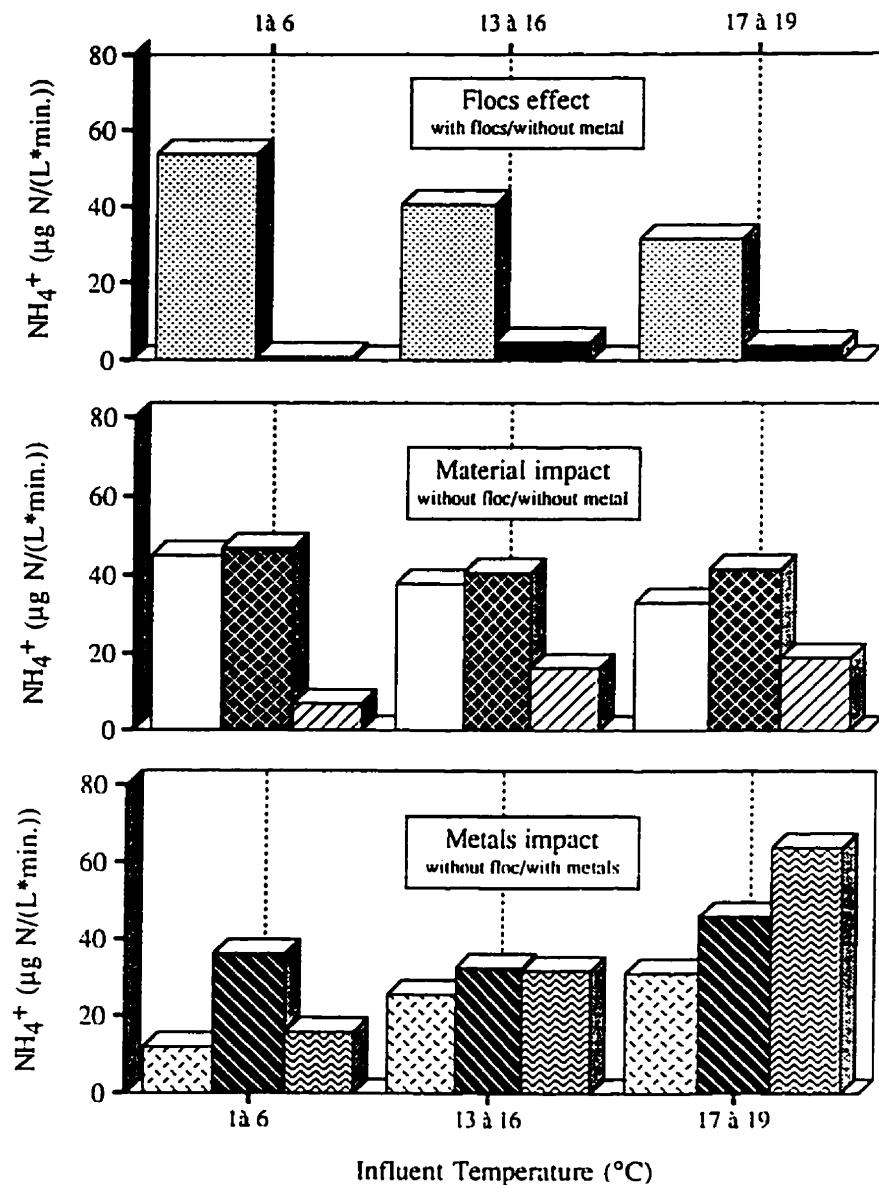


Fig. 10 Ammonia removal rate in the bioreactors

Legend

- ▼ Ozonated settled water with prefiltration (influent without floc)
- Reference BAC without biomass sampling (bioreactor #1)
- Reference BAC (bioreactor #2)
- + BAC with adsorbed heavy metals (bioreactor #3)
- ✗ BAC with adsorbed Fe and Al (bioreactor #4)
- ▽ BAC with adsorbed Calcium (bioreactor #5)
- △ Expanded glass (bioreactor #6)

- Ozonated settled water (influent with flocs)
- Reference BAC with flocs (bioreactor #7)
- ▲ Expanded glass with flocs (bioreactor #8)

Flocs effect
with flocs/without metal

Picabilol + flocs (7)

Siran + flocs (8)

Material impact
without floc/without metal

Picabilol (1)

Picabilol (2)

Siran (6)

Metals impact
without floc/with metals

Picabilol + metaux lourds (3)

Picabilol + Fe + Al (4)

Picabilol + Calcium (5)

**ANNEXE 4: BIODEGRADABLE ORGANIC MATTER REMOVAL IN
BIOLOGICAL FILTERS OPERATING AT EXTREME CONDITIONS:
VALIDATION OF THE CHABROL MODEL**

LAURENT, P., CIGANA, J., NIQUETTE, P., PRÉVOST, M. et SERVAIS, P. (1996)

en préparation, sera soumis à

Water Research.

ABSTRACT

The implementation of biological filtration has revealed the variable effectiveness of this treatment. In this context, the use of a validated model can help answer some questions, such as : which combination of flow rate and filter depth provides the best BDOC removal performance ; How do seasonal variations of temperature influence the performance of biological filtration ? The CHABROL model, developed by Billen *et al.* (1992), relates BOM consumption to biomass densities in order to simulate BOM removal in biological activated carbon filters and rapid sand filters. This work present an enlargement of the range of the CHABROL model validity by using an important data base from pilot and full-scale filters located in two Canadian cities : Laval and Montreal. A very important particularity of this database is that half of all experimental data were taken in extreme temperature conditions.

Key-Words - Biodegradable Organic Matter, Biological Activated Carbon Filters, Chabrol Model, Validation, Cold Water, Predictive tool.

INTRODUCTION

The use of ozonation as a primary disinfectant to inactivate chlorine resistant microorganisms during drinking water production is gaining popularity because of its high efficiency. However, this process increases the regrowth potential of a water by conversion of refractory in biodegradable organic carbon (Bablon *et al.*, 1991; Volk *et al.*, 1993). In this context, bacterial regrowth can occur in the distribution system and be the starting point of a trophic food web leading to the development of undesirable organisms like *Asellus*, *Nais*, etc.. (AWWA, 1995) and may be associated with an increased risk of gastroenteric illness (Payment *et al.*, 1991). Recent studies have confirmed that reducing biodegradable dissolved organic carbon (BDOC) levels entering a distribution system is a valid approach to control microbial regrowth (Prévost *et al.*, 1993; Randon *et al.*, 1995; Servais *et al.*, 1995a).

Biodegradable organic matter (BOM) removal has many impacts: it deprives bacteria of substrate, preventing their growth in the distribution system; it also removes organic matter with high disinfectant reactivity, reducing the chlorine demand of the treated water and stabilizing the disinfectant residual in the distribution systems; it lowers the levels of disinfection by-products in the treated water by removing some biodegradable precursors and limiting the chlorine dosage (Bablon *et al.*, 1991; Merlet *et al.*, 1992; Shukairy and Summers, 1992). The beneficial effects of BOM reduction have led to a more frequent utilization of biological filtration for drinking water treatment since this is an effective mean for producing biologically stable water containing low level of BOM. A second stage filtration on granular activated carbon (GAC) has been introduced in numerous treatment plants with the specific objective to remove BOM by the activity of the bacteria fixed onto the GAC. The efficiency

of this stage, called biological activated carbon (BAC) filtration has been demonstrated in several studies (Prévost et al., 1990; Servais et al., 1991; Servais et al., 1992). However, the implementation of biological filtration, first in Europe, then in Canada and in the United States, has revealed the variable effectiveness of this treatment. In this context, the use of a validated model can help answer some questions :

- what is the optimal design of biological filters ?
- which combination of flow rate and filter depth provides the best BDOC removal performance ?
- how do seasonal variations of temperature influence the performance of biological filtration ?

OBJECTIVES

The main purpose of this work was the experimental validation of the CHABROL model using a large data base from pilot and full-scale filters located in two Canadian cities : Laval and Montreal (St. Rose and Atwater filtration plants). The CHABROL model, developed by Billen *et al.* (1992), in the scope of studies conducted for the Syndicat des Eaux d'Ile de France and the Compagnie Générale des Eaux, relates BOM consumption to biomass densities in order to simulate BOM removal in biological activated carbon filters and rapid sand filters. In contrast to empirical models, this deterministic model attempts to predict the kinetics of BOM removal in biological filters under different substrate and empty bed contact time's conditions. A first validation of this model was completed using data from full-scale and pilot-scale BAC and sand filters operated in the Paris area at temperatures of 10 °C and

higher (Billen *et al.*, 1992; Bouillot *et al.*, 1992; Braekman *et al.*, 1996). A very important particularity of our Canadian data base is that half of all experimental data were taken at 1°C. We were thus especially interested in extending the validity range of the CHABROL model to these extreme conditions.

PRESENTATION OF THE CHABROL MODEL

This model relates the macroscopic functioning of biological filters used for eliminating dissolved organic matter in drinking water treatment, to the kinetics of the basic microbiological processes involved. It divides the BDOC present in the feed water into three substrate classes: H_1 and H_2 are macromolecular substrates which can be hydrolyzed either rapidly (H_1) or slowly (H_2) and S_o , substrate directly available to bacteria (Servais, 1986; Servais *et al.*, 1995b). Figure 1 represents the interactions between the variables taken into account in the CHABROL model. The processes taken into account in the model (and described in much greater details in Billen *et al.* (1992)) are the following :

- the exoenzymatic hydrolysis of dissolved organic matter (H_1 and H_2) by bacteria;
- the growth of free and fixed bacteria on the hydrolysis products (S_o);
- bacterial mortality which partly releases organic matter;
- the reversible adsorption and biological attachment of bacteria on the support material surface.

From the characteristics of influent water for given values of contact time and temperature, the model calculates the vertical distribution of fixed bacterial biomass and the

effluent concentration in biodegradable organic matter. The values of all the parameters involved in the equations of the model were experimentally determined (Billen et al., 1992) so that this deterministic model does not require calibration.

DATABASE

The Canadian database is diversified in range and scope : seven sets of BDOC data on pilot and full-scale BAC filters ranging from 1989 to 1995, are used (66 sampling campaigns.). Data were obtained on first stage BAC-sand filters, second stage BAC filters or filters receiving directly raw water (direct filtration). Also, rather than simply measuring inlet-outlet BDOC, an effort was made to follow the profile of BDOC with respect to filter depth. This not only increases the number of intermediate comparison points but also helps in estimating if the CHABROL model correctly simulates the biological kinetics occurring in the filter. Concerning data obtained on BAC-sand filters.....

Another very important particularity of this database is that half of all experimental data were taken at 1°C. Table 1 shows the range of characteristics of the water feeding the filters for the situations used in the validation data base.

METHODS

Dissolved Organic Carbon (DOC) and Biodegradable Dissolved Organic Carbon (BDOC)

DOC was measured with a Dohrmann 180 Total Carbon Analyser by means of ultra-violet-promoted persulfate oxidation of organic carbon, followed by infrared and

spectrophotometric detection of the CO_2 , produced by the oxidation. The biodegradable fraction of DOC (BDOC) was determined according to the bioassay procedure developed by Servais *et al.* (1989).

*Radiolabeled glucose respiration method (Servais *et al.*, 1991)*

In this paper, this method was used to estimate the impact of temperature on the activity of the bacteria fixed onto the support material of biological filters. 1 ml of ^{14}C -glucose solution (1 mM glucose containing 0.1-1 μCi) is added to a 2 ml GAC sample in a penicillin bottle closed with a rubber septum. The high concentration of added glucose was necessary to saturate the uptake process because of the important adsorption on the GAC of the added substrate. The sample consisted of GAC and water in the same proportion as in the studied filter (about 75 percent w/w of water). After 3 h of incubation at 20 °C, the sample is acidified by adding 2 ml of 10 percent sulfuric acid through the septum and is then bubbled for 10 min to extract the CO_2 that is trapped in a mixture of two packings (1 :4 vol :vol). Radioactivity in the CO_2 is determined by liquid scintillation.

VERIFICATION OF THE IMPACT OF TEMPERATURE

A very important particularity of our Canadian data base is that half of all experimental data were taken at 1 °C. So, we first had to verify that the equations relating the biological activities used by the CHABROL model in these extreme conditions were sound. The temperature dependency of organic matter utilization by natural populations of bacteria is a complex phenomenon due to the combination of two effects : firstly the direct effect of temperature on the

enzymatic kinetics of a given community and secondly the longer-term effect of the population to temperature changes. To study both these effects, Billen *et al.*, (1992) have measured the maximum rate of ^{14}C -glucose incorporation at different incubation temperatures on GAC samples from filters operating for several weeks at 10 °C and 20 °C, respectively. Results are shown in Figure 2. These curves indicates a direct dependency of biological activity toward temperature for each community and shows a significant shift of this direct dependency for the two communities, the one grown under lower temperature being more active at lower temperature. In the CHABROL model, the activity (A) of each bacterial community is directly related to the temperature (T) of the community by the following relationship (Lehman *et al.*, 1975) :

$$A = A(T_{\text{opt}}) \exp - \left(\frac{(T_{\text{opt}} - T)^2}{(T_{\text{opt}} - T_c)^2} \right) \quad (\text{equation 1})$$

in which T_{opt} is 40 °C and T_c is 18 °C for a community adapted to 20 °C. In addition to the physiological direct response of the bacteria to temperature, the model also considers a gradual adaptation of the bacterial community for slow seasonal changes of temperature. The following temperature dependency for the parameters T_{opt} and T_c is taken into account :

$$T_{\text{opt}}(T) = 40 - \frac{20 - T}{2} \quad (\text{equation 2})$$

$$T_c(T) = 18 - \frac{20 - T}{2} \quad (\text{equation 3})$$

where : T = *in situ* temperature (°C) ; T_{opt} = Temperature for which bacterial activity is optimal (°C) ; T_c = Width of the sigmoidal relationship

In order to verify the validity of the CHABROL model in the extreme conditions met in Montreal and Laval, a bacterial population fixed on BAC and adapted to 1°C was incubated at

different temperatures. Its activity was measured by the radiolabeled glucose respiration method and a replicate experiment was done one week after (Figure 2). These experimental results were compared with the calculation of the model (Figure 3) using the equations 1, 2 and 3. These results (Figure 3) show that the experimental activity of a bacterial population adapted to 1 °C and functioning at 1 °C was higher (30,2 %) than the one calculated by the model (16,6 %). This difference could be explained by the fact that the model was originally developed only with data on bacterial populations adapted to 10 and 20 °C (Figure 2). To conciliate this discrepancy, modifications to the Billen *et al.* (1992) equations describing the impact of temperature in the model are proposed. The definition of T_{opt} (Equation 2) is not modified for the data points at 1 °C since this equation correctly predicts the temperature where the activity is optimal. However, equation 3 is modified in order to reflect the experimental results obtained in this present study. Equation 4 and 5 are therefore substituted to equation 3 to take into account the impact of the 1 °C data.

$$T_c(T) = 18 - \frac{20 - T}{2} \quad \text{if } T > 10 \text{ °C (equation 4)}$$

$$T_c(T) = T + 3 \quad \text{if } T < 10 \text{ °C (equation 5)}$$

VALIDATIONS

For these simulations, all model parameters were kept constant and in concordance with the values proposed by Billen *et al.* (1992) except the mortality rate of bacterial biomass which was set at a lower value for data obtained at very low temperature (1 °C to 6 °C) to reflect the absence of bacterial grazers at these temperature. In this kind of system, grazing is responsible for most of

the bacterial mortality process in biological filters (Servais et al., 1991). Operational parameters of the CHABROL model used in these validations are summarized on Table 2. In order to use the Chabrol model, the distribution of BDOC between classes II₁, II₂ and S in the water feeding the filters must be known. This distribution can be estimated by bacterial growth in batch experiments as described in Servais et al. (1995b). On the basis of such experiments, the following distribution were used : for winter situations (1°C to 6°C), II₁ was considered as representing 59 % of the BDOC of the feeding water, II₂ 31 % and S 10 %. For the other situations (7°C to 25°C), the distribution was as follows : II₁ was 35 % of the BDOC, II₂ 39 % and S 26 %. The fluctuations of this distribution can be explained both by modifications of the characteristics of the organic matter in the raw water and by the impact of the functioning conditions of the first treatment stages on the organic matter.

Figure 4 shows the excellent correlation obtained between the experimental BDOC measurements at different depth in the filters or in the outlet water and the computed values with a regression slope near 1. Most of data (80 %) were close to the regression slope within the precision of the BDOC measurement as indicated in dotted lines (0.1 mg C/l.). The correlation coefficient ($R^2=0.845$; $N=312$) obtained in this case is completely significant : the T student test shows that the probability is less than one in ten thousand to be wrong for the slope and the intercept, indicating that the model enables accurate prediction of the variations in BDOC. These results are very satisfying and show that the differences between measured and calculated values are thin. In order to explain the origin of these difference and to highlight the possible model sources of error, we carried out a statistical analysis (using SAS software) in which the response variable selected was the difference between the measured and the calculated values for BDOC. The factors (Table 3) used for the analysis of variance are

- temperature, segmented within three categories : from 1 to 6°C, from 7 to 15°C and from 16 to 25°C. This is to verify if the temperature impact on bacterial activity was correctly taken into account after our modification of the CHABROL model.
- stage : samples either originate from first stage sand-BAC filters, from second stage BAC filters or from direct filtration (without coagulation)
- contact time of the water into the filters, separated in four categories : 0.1, 0.2, 0.3 or 0.4h

The results of the analysis of variance based on the differences between measured and calculated values indicate that the statistical model considered allow to explain only 11 % of the variability of the response variable (= differences between computed and measured values). This means that the CHABROL model can correctly explain 89 % of BDOC occurrences in the BAC filters. The remaining 11% can be assumed to be linked to experimental errors occurring during the BDOC measures.

The results of these simulations were also useful in demonstrating the impact of operational conditions on a BAC filter efficiency. Among the data included for modeling, some BDOC concentration profiles were measured before and after backwashing on first stage BAC-sand. For this subset of data, BDOC removals measured before backwashing did not correlate well with predicted removals for 1°C data, as shown on Table 5. As a consequence, the correlation between computed and measured values is better for the whole data set after backwash rather than before filter backwash. The fact that the CHABROL model could not predict BDOC removals in 1°C situations before backwash suggests that the expected biological activity was somehow hindered. It is possible that the accumulation of flocs and particles at the end of a filtration cycle affects the efficiency of first stage BAC filters in cold

temperature (1 °C), as pointed out by Prévost *et al.* (1995) and Niquette *et al.* (1996) : during winter, filters are backwashed all the 48 hours against 36 hours during summer.

CONCLUSIONS

The CHABROL model yields correct BDOC profile removal in BAC filters, even for extreme conditions (1°C). By this work, the range of the CHABROL model validity has been enlarged. This model may become an important decision-making tool in the management of drinking water production. As an example of prediction performed by the model, we present (Fig. 5) a comparison between BDOC removal in BAC filters at 24 and 8 minutes of empty bed contact time in function of the water temperature. We can see from this figure that even at very cold temperature, a 24 minutes EBCT allows a removal of at least 50% of BDOC in the water. But, with a 8 minutes EBCT, this removal is reached only with a temperature of 16 °C. It is possible to see from this figure that the use of this model can help in the determination of optimal EBCT.

ACKNOWLEDGEMENTS

This work was supported by the Industrial Partners of the NSERC Industrial Chair in Drinking water : Ville de Laval, Ville de Montréal, Vallée Lefebvre & associés, Groupe John Meunier-CGE. The authors would like to thank Dr. B. Clément, professor at the Ecole Polytechnique of Montreal, Applied Mathematics and Industrial Engineering Department for his help in statistical analysis.

RÉFÉRENCES

- AWWA (Manual of Water Supply Practices) (1995) Problem Organisms in water: Identification and Treatment : Manual M7 (second edition).
- Bablon G., Bellamy W. D., Billen G., Bourbigot M.-M., Daniel B., Erb F., Gomella C., Gordon G., Hartemann P., Joret J.-C., Knocke W., Langlais B., Laplanche A., Legube B., Lykins B., Martin G., Martin N., Montiel A., Morin M.-F., Miltner R. S., Perrine D., Prévost M., Reckhow D. A., Servais P., Singer P. C., Sproul O. J. and Ventresque C. (1991) Practical Application of Ozone: Principles and Case Studies. In *Ozone in Water Treatment: Application and Engineering* (Edited by Langlais B., Reckhow D.A. and Brink D.R.), pp. 133-316. Lewis Publisher, Chelsea, Michigan, USA.
- Billen G., Servais P., Bouillot P. and Ventresque C. (1992) Functioning of biological filters used in drinking-water treatment - the CHABROL model. *J Water SRT-Aqua* 41, 231-241.
- Bouillot P., Servais P., Billen G. and Levi Y. (1992) Biodegradable dissolved organic carbon removal during biological filtration on granular activated carbon. *Revue des Sciences de l'Eau* 5, 33-49.
- Braekman T., Servais P., Galey C. and Randon G. (1996) Morgane : Un logiciel de simulation de la qualité de l'eau dans les filières de traitement d'eau potable. - Journées Information Eau, Poitiers, France.
- Lehman J., Botkind D. and Liken C. (1975) The assumptions and rationals of computer model of phytoplankton dynamics. *Limnol. Oceanogr.* 20, 343-364.
- Merlet N., Prévost, M., Merlet, Y. and Coallier J. (1992) Removal of organic matter in BAC filters. *Revue des Sciences de l'Eau* 5, 143-164.
- Niquette P., Prévost M., Maclean R.G., Thibault D., Lafrance P. and Desjardins R. (1996) Effects of filter backwash on the removal of biodegradable organic matter and ammonia in first stage sand-biological activated carbon filters. Submitted to *Jour. AWWA*.
- Payment P., Richardson L., Siernatycki J., Dewar R., Edwardes M. and Franco E. (1991) A randomized trial to evaluate the risk of gastro-intestinal disease due to consumption of drinking water meeting current microbiological standards. *American Journal of Public Health* 81, 703-708.
- Prévost M., Desjardins R., Arcouette N., Duchesne D. and Coallier J. (1990) Etude de la performance de filtres à charbon actif biologique (CAB) en eaux froides. *Sciences et Techniques de l'Eau* 23, 25-30.

- Prévote M., Coallier J., Lafrance P. and Rompré A. (1993) Canadian perspective on Microbial regrowth in distribution systems. *AWWA-TTC proceedings, "Bugs, molecules and surfaces.".* *Big Sky (MON)*, 39-55.
- Prévote M., Niquette P., Maclean R.G., Thibault D., Lafrance P. and Desjardins R. (1995) Factors Affecting the Performance Stability of First Stage Sand-Activated Carbon Filters for the Removal of Biodegradable Organic Matter and Ammonia. *AWWA-WQTC proceedings, New Orleans (LO)*, 391-410.
- Randon G., Servais P., Laurent P., Tanghe N. and Cavard, J. (1995) Study of the behavior of a distribution system supplied by a nanofiltration unit. *AWWA-WQTC proceedings, New Orleans (LO)*, 1019-1032.
- Servais P. (1986) Etude de la dégradation de la matière organique par les bactéries hétérotrophes en rivière. Développement d'une démarche méthodologique et application à la Meuse belge. Ph.D. Thesis, Université Libre de Bruxelles, Bruxelles.
- Servais P., Anzil A. and Ventresque C. (1989) A simple method for the determination of biodegradable dissolved organic carbon in waters. *Appl. Environ. Microbiol.* **55**, 2732-2734.
- Servais P., Billen G., Ventresque C. and Bablon G. (1991) Microbial activity in GAC filters at the Choisy-le-Roi treatment plant. *Jour. AWWA* **83**, 62-68.
- Servais P., Billen G., Bouillot P. and Benezet M. (1992) A pilot study of biological filtration in drinking-water treatment. *J Water SRT-Aqua* **41**, 163-168.
- Servais P., Cauchi B. and Billen G. (1994) Experimental study and modelling bacterial activity in biological activated carbon filters. *Water Supply* **14**, 223-231.
- Servais P., Laurent P. and Randon G. (1995a) Comparison of the bacterial dynamics in various French distribution systems. *J Water SRT-Aqua* **44**, 10-17.
- Servais P., Laurent P., and Gatel D. (1995b) Characterisation of dissolved organic matter biodegradability in waters : impact of water treatment and bacterial regrowth in distribution systems. *AWWA-WQTC proceedings, New Orleans (LO)*, 2175-2190.
- Shukairy H.M. and Summers R.S. (1992) The impact of Preozonation and Biodegradation on Disinfectant By-Product Formation. *Wat. Res.* **26**, 1217.
- Volk C., Renner C., Roche P., Paillard H. and Joret J. C. (1993) Effects of ozone on the production of biodegradable dissolved organic carbon (BDOC) during water treatment. *Ozone Science and Engineering* **15**, 389-404.

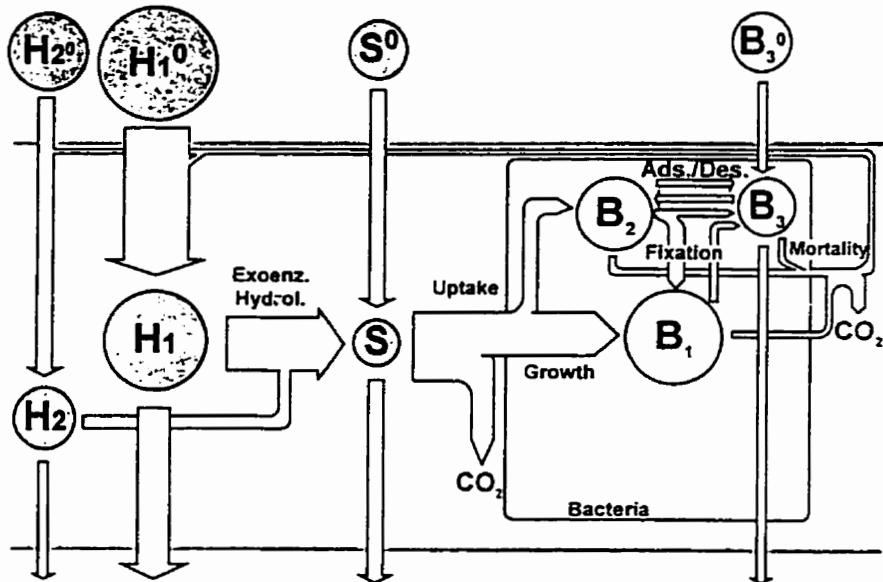


Fig. 1. Schematic representation of the processes taken into account in the SANCHO Model.

H_1 , rapidly hydrolysable polymeric BDOC; H_2 , slowly hydrolysable polymeric BDOC; S , direct substrate; B_1 , biologically fixed bacteria; B_2 , adsorbed bacteria; B_3 , free bacteria (Servais et al., 1994).

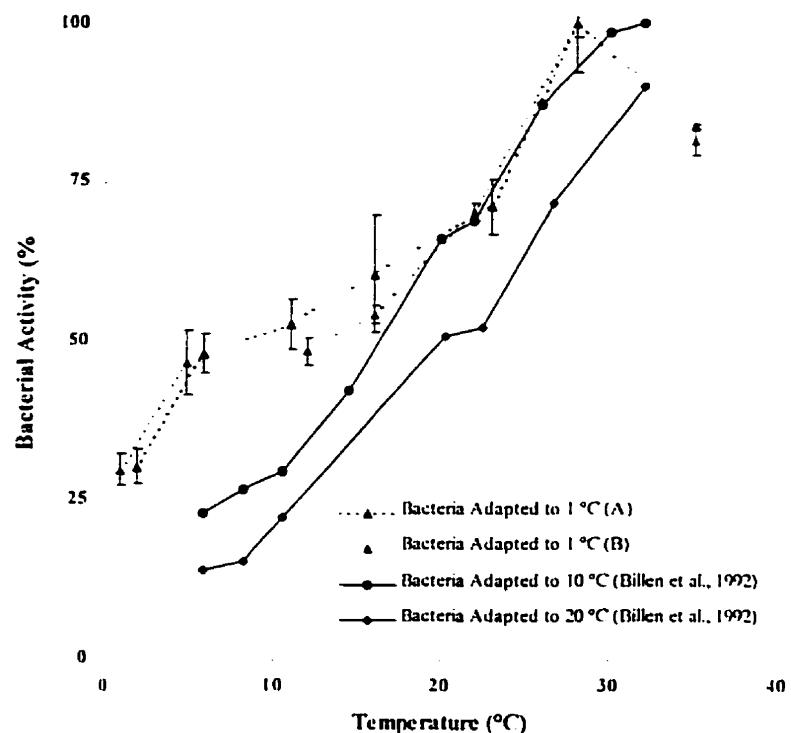


Fig. 2. Percentage of bacterial activity with respect to maximal activity plotted against temperature. Data from Billen *et al.*, (1992) for the bacteria adapted at 10°C and 20°C and from this study for the bacteria adapted at 1°C.

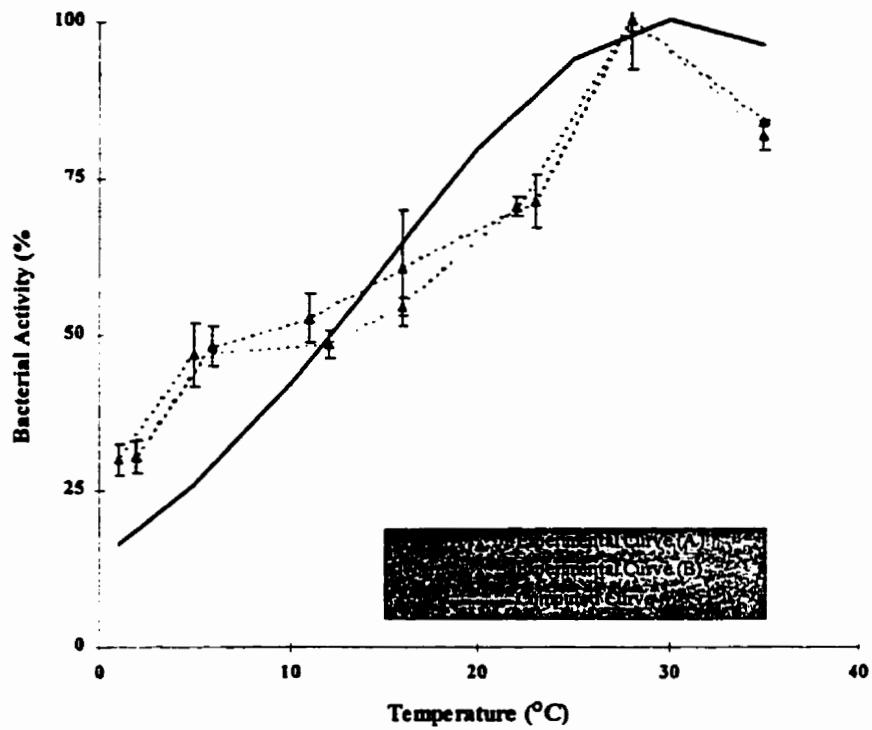


Fig. 3. Difference between bacterial activity predicted by the model using equations 1, 2 and 3 and the measured bacterial activity (before correction) for a population adapted to 1 °C.

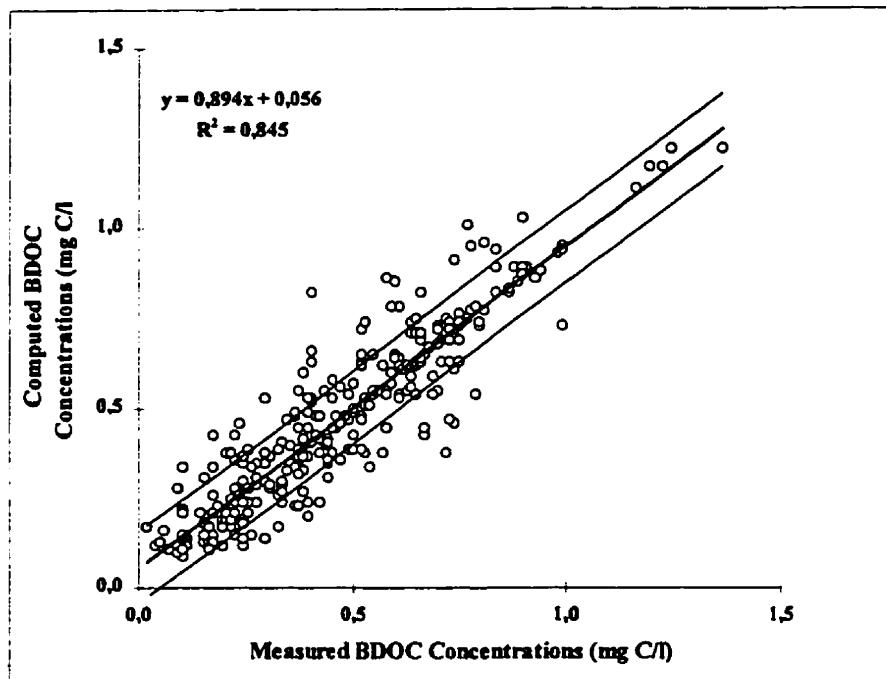


Fig. 4. Comparison between measured and computed BDOC concentrations in BAC filters for all data : N=312 ; 1st, 2nd or direct filtration stage ; water temperatures from 1 to 25 °C ; contact time from 0.1 to 0.4 h.

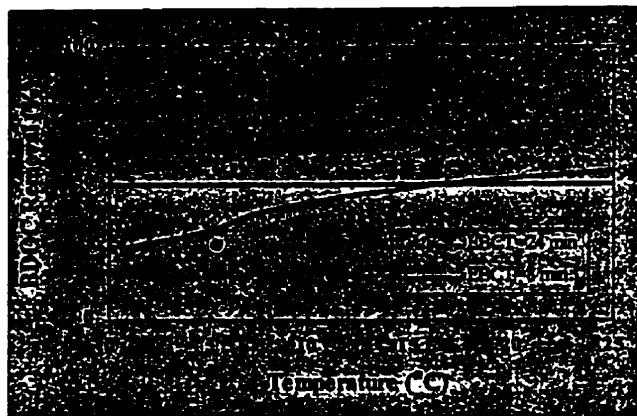


Fig. 5 : Comparison between 24 and 8 minutes Empty Bed Contact Time on BDOC removal in BAC filters in function of the water temperature.

Table 1. Range of characteristics of the water feeding the filters for the situations used in the validation data base at the inlet of the biological filters or pilots.

Temperature (°C)		BDOC (mg C/l) (inlet of the filter)		Free Bacteria (N/l) (inlet of the filter)	
Min.	Max.	Min.	Max.	Min.	Max.
1 °C	25 °C	0.19	1.36	0.5E8	3.6E8

Table 2. CHABROL operational parameters. For the parameters $e_{1\max}$, $e_{2\max}$, b_{\max} and K_d , the impact of temperature is taken into account by multiplying the value of the parameters determined at 20 °C (given in the table) by a function of temperature FT equal to the ratio of the activity at temperature T and the activity at 20 °C (FT=A(T)/A(20 °C)). The ratio A(T)/A(20 °C) is calculated using equations 1, 4 and 5 of the previous section.

Parameter	Symbol	Units	Values
Maximal rate of H ₁ hydrolysis	$e_{1\max}$	h ⁻¹	0.75*FT
Half-saturation constant for H ₁ hydrolysis	K_{H_1}	mg C/l	0.25
Maximal rate of H ₂ hydrolysis	$e_{2\max}$	h ⁻¹	0.25*FT
Half-saturation constant for H ₂ hydrolysis	K_{H_2}	mg C/l	2.50
Maximum uptake rate of S	b_{\max}	h ⁻¹	1*FT
Half-saturation constant for S uptake	K_s	mg C/l	0.05
Growth yield	Y	-	0.15
Overall rate of bacterial mortality (value used in the range 6 to 25°C)	K_d	h ⁻¹	0.065*FT
Overall rate of bacterial mortality (value used in the range 1 to 5°C)	K_d	h ⁻¹	0.025*FT
Maximal capacity for bacterial adsorption	S_b	μg C/cm ³	40
Maximal capacity for bacterial fixation	Sp	μg C/cm ³	20
Adsorption rate constant	k_{ads}	(μg C/cm ³ /h) ⁻¹	5.00
Desorption rate constant	k_{des}	h ⁻¹	1

Table 3. Factors and categories used for the analysis of variance performed on the differences between measured and computed BDOC values.

Category	Temperature	Stage	Contact Time
1	1 to 6°C (N=146)	First (N=56)	0.1 h (N=21)
2	7 to 15°C (N=73)	Second (N=231)	0.2 h (N=111)
3	16 to 25 °C (N=93)	Direct Filtration (N=25)	0.3 h (N=53)
4	-	-	0.4 h (N=127)
Total	N=312	N=312	N=312

Analysis of variance for Differences (Experimental - Computed)					
N	R ²	Water Temperature		Stage	
		F value	P>F	F value	P>F
296					

	Before Filter Backwash-All Data (N=28)	After Filter Backwash-All Data (N=28)	Before Filter Backwash-1°C Data (N=8)	After Filter Backwash-1°C data (N=8)
Correlation straight line	$y = 0.894x + 0.058$	$y = 0.999x + 0.006$	$y = 0.033x + 0.572$	$y = 0.842x + 0.065$
Correlation coefficient	$R^2=0.736$	$R^2=0.871$	$R^2=0.0002$	$R^2=0.875$

Table 5. Correlation straight lines and correlation coefficients between computed and experimental BDOC values for the first stage sand-BAC filters before and after filter backwashing.

**ANNEXE 5: RÉSULTATS BRUTS DES ESSAIS EFFECTUÉS
AVEC LES FILTRES PILOTES DE L'USINE STE-ROSE**

Résultats de l'échantillonnage du 94/03/15

Essai #3: Comparaison des différentes points d'échantillonnage avant et après un lavage de filtre

Point d'échantillonnage	Numéro	Temps de prélèvement	COD (mg/l C)	COR (mg/l C)	CODB (mg/l C)	Ammoniaque NH3 (µg/l N)	Nitrates NO3- (mg/l N)	Oxalate C2O4 2- (mg/l)	Sulfates SO4 2- (mg/l)	Formate HCOO- (mg/l)
Eau décantée	ED-1	Avant lavage	3,17	2,86	0,31	90	0,29	0,02	27,5	-
Affluent Bi-Pics	L-1 BP-11	Avant lavage	3,19	2,52*	0,67*	86	0,31	0,21	27,5	-
Effluent Bi-Pic1	L-8 BP-11	Avant lavage	2,98	2,49	0,49	58	0,30	0,05	22,8	-
Effluent Bi-Pic2	L-8 BP-21	Avant lavage	2,93	2,47	0,46	57	0,34	0,06	27,9	-
Affluent Bi-SA	L-1 BSA-1	Avant lavage	3,19	2,52*	0,67*	78	0,31	0,21	27,8	-
Effluent Bi-SA	L-8 BSA-1	Avant lavage	3,15	2,57	0,58	91	0,31	0,22	27,8	-
Effluent Mono-Pic	L-8 MP-1	Avant lavage	2,82	2,54	0,27	41	0,34	0,05	23,6	-
Eau décantée	ED-2	Après lavage	3,15	2,88	0,27	96	0,30	0,02	28,1	-
Affluent Bi-Pics	L-1 BP-12	Après lavage	3,16	2,54*	0,62*	78	0,31	0,22	26,4	-
Effluent Bi-Pic1	L-8 BP-12	Après lavage	2,93	2,55	0,38	52	0,32	0,05	24,7	-
Effluent Bi-Pic2	L-8 BP-22	Après lavage	2,92	2,50	0,42	50	0,36	0,06	27,1	-
Eau décantée	ED-3	Après lavage	3,15	2,88	0,27	93	0,26	0,03	22,4	-
Affluent Bi-SA	L-1 BSA-2	Après lavage	3,16	2,54*	0,62*	81	0,30	0,21	26,4	-
Effluent Bi-SA	L-8 BSA-2	Après lavage	3,21	2,56	0,65	81	0,31	0,40	54,0	0,185
Effluent Mono-Pic	L-8 MP-2	Après lavage	2,88	2,53	0,35	30	0,39	0,05	27,6	-

* valeurs estimées (ajout de thiosulfate en excès)

Notes: CHBr3, DBAN, TCAN, DCP et AMCA non-détectables

Analyse des HAA manquée (problème d'injection lors de l'analyse avec le GC)

Résultats de l'échantillonnage du 94/03/15 (suite)

Essai #3: Comparaison des différents points d'échantillonnage avant et après un lavage de filtre

Chlorures Cl- (mg/l)	Précureurs CHCl3 (ug/l)	Précureurs CHCl2Br (ug/l)	Précureurs DCAN (ug/l)	Précureurs CP (ug/l)	Précureurs CHClBr2 (ug/l)	Précureurs TCP (ug/l)	Formaldéhyde (ug/l)	Acétaldéhyde (ug/l)	Glyoxal (ug/l)	Méthyl Glyoxal (ug/l)
7,3	279	7,0	10,8	-	2,9	5,2	-	0,8	-	0,2
7,7	221	7,1	8,0	5,1	3,3	6,5	13,1	3,9	6,1	3,2
6,7	222	7,2	7,0	2,0	3,1	5,5	-	0,7	2,0	0,9
7,3	202	7,3	7,4	1,6	3,1	6,0	-	0,6	1,2	0,6
7,3	218	7,2	8,6	5,1	3,2	6,5	13,2	4,2	5,1	2,7
7,7	199	7,0	7,8	4,6	3,2	6,1	12,3	3,1	5,8	3,1
6,6	195	7,0	7,0	0,9	3,0	6,1	1,3	0,5	0,6	0,5
7,7	294	7,1	10,5	-	2,8	5,5	-	0,8	-	0,1
7,3	222	7,1	8,7	5,5	3,3	6,2	13,8	4,2	6,3	3,3
6,9	195	7,2	7,4	1,9	3,1	6,0	-	0,6	1,5	0,7
7,7	208	7,4	7,2	1,6	3,1	5,9	-	0,5	1,3	0,6
6,2	289	7,1	10,8	-	2,8	5,2	-	0,5	-	0,1
7,6	224	7,1	10,2	5,6	3,3	6,4	14,4	4,7	7,4	3,6
7,7	226	7,5	6,3	5,0	3,3	9,9	13,2	2,9	6,0	3,3
7,6	208	6,7	6,7	0,6	3,0	5,8	-	0,5	0,7	0,5

Réultats de l'échantillonnage du 24/03/29
Essai #4: Comparaison entre Bi-Pic1 et Bi-Pic2 en période de fonte des neiges

Numéro	Traitement	Temps de prélevement	Profondeur dans le filtre (m)	Temps de contact (min.)	COD (mg/l C)	COR (mg/l C)	CODB (mg/l C)	Ammoniaque NH3 (ug/l N)	Oxalate C2O4 2- (mg/l)	Sulfate SO4 2- (mg/l)
ED-1	Eau décanée	Avant lavage	-	-	3,06	2,85	0,21	91	0,02	31,1
ED-2	Eau décanée	Après lavage	-	-	3,17	2,85	0,32	101	-	31,2
BP-11	Affluent Bi-Pics	Avant lavage	0	0,0	3,19	2,50*	0,69*	97	0,18	30,9
BP-12	Filtre Bi-Pic1	Avant lavage	0,45	2,7	3,19	2,55	0,64	88	0,07	30,9
BP-13	Filtre Bi-Pic1	Avant lavage	0,95	5,8	3,25	2,53	0,72	83	0,02	31,0
BP-14	Filtre Bi-Pic1	Avant lavage	1,95	11,8	3,19	2,49	0,70	83	0,03	31,0
BP-15	Filtre Bi-Pic1	Avant lavage	2,20	13,3	2,90	2,46	0,44	83	0,03	31,0
BP-16	Affluent Bi-Pics	Après lavage	0	0,0	3,26	2,54*	0,72*	104	0,16	30,7
BP-17	Filtre Bi-Pic1	Après lavage	0,48	2,9	3,11	2,56	0,55	97	0,05	31,0
BP-18	Filtre Bi-Pic1	Après lavage	0,98	5,9	3,08	2,55	0,53	97	0,05	31,0
BP-19	Filtre Bi-Pic1	Après lavage	1,98	12,0	2,97	2,58	0,41	84	0,01	30,0
BP-110	Filtre Bi-Pic1	Après lavage	2,23	13,5	2,88	2,51	0,38	84	0,01	30,0
BP-21	Affluent Bi-Pics	Avant lavage	0	0,0	3,19	2,50*	0,69*	97	0,18	30,9
BP-22	Filtre Bi-Pic2	Avant lavage	0,45	2,7	3,08	2,58	0,51	83	0,13	30,6
BP-23	Filtre Bi-Pic2	Avant lavage	0,95	5,7	3,16	2,48	0,68	92	0,08	30,4
BP-24	Filtre Bi-Pic2	Avant lavage	1,95	11,7	3,14	2,50	0,64	93	0,02	30,6
BP-25	Filtre Bi-Pic2	Avant lavage	2,20	13,2	3,02	2,46	0,55	84	0,02	30,8
BP-26	Affluent Bi-Pics	Après lavage	0	0,0	3,26	2,54*	0,72*	104	0,16	30,7
BP-27	Filtre Bi-Pic2	Après lavage	0,49	2,8	3,24	2,59	0,65	85	0,08	31,3
BP-28	Filtre Bi-Pic2	Après lavage	0,99	5,9	3,10	2,58	0,53	90	0,04	31,0
BP-29	Filtre Bi-Pic2	Après lavage	1,99	11,8	2,94	2,50	0,45	67	0,02	31,0
BP-210	Filtre Bi-Pic2	Après lavage	2,24	13,4	2,89	2,49	0,40	84	0,01	29,7

* valeurs estimées (ajout de thiosulfate en excès)

pH eau décanée: 6,5; Température de l'eau décantée: 0,5 °C

[C3] dans l'air ozoné:
O3 appliqué col.#1 d'O3:
O3 appliqué col.#2 d'O3:

1,54% poids/poids
Vitesse de filtration Bi-Pic1:
Vitesse de filtration Bi-Pic2:

9,9 m/h
10,0 m/h
2,20 m
2,20 m
2,23 m
2,24 m

Résultats de l'échantillonnage du 94/03/29 (suite)

Essai #4: Comparaison entre Bi-Pic1 et Bi-Pic2 en période de fonte des neiges

Chlorures Cl- (mg/l)	Nitrates NO3- (mg/l N)	Chlore appliqué (mg/l)	b + DI (mg/l)	k l/(mg ² h)	Demande en chlore 4 h (mg/l)	Demande en chlore 24 h (mg/l)	Demande en chlore 168 h (mg/l)	Précursors CHCl3 (ug/l)	Précursors CHCl2Br (ug/l)	Précursors DCAN (ug/l)
12,6	0,43	6,67	6,95	6,9988E-03	3,34	4,42	6,10	182	7,8	13,8
12,5	0,45	6,67	7,41	5,6610E-03	3,38	4,39	6,15	189	7,7	13,7
12,7	0,45	6,67	6,03	7,3929E-03	2,86	3,99	5,63	147	7,6	10,3
12,6	0,47	6,06	5,54	6,9296E-03	2,50	3,48	5,07	138	7,9	8,0
12,7	0,50	6,06	5,05	6,5237E-03	2,22	3,18	4,71	135	7,8	8,0
12,3	0,47	6,67	6,17	7,5470E-03	2,94	4,09	5,73	152	7,7	10,3
12,6	0,48	6,06	6,32	7,5290E-03	2,43	3,44	4,97	150	8,0	8,5
12,4	0,46	6,06	4,92	6,7834E-03	2,05	3,07	4,63	133	8,0	7,1
12,7	0,45	6,67	6,03	7,3929E-03	2,86	3,98	5,63	147	7,6	10,3
12,6	0,46	6,06	5,72	6,3497E-03	2,59	3,52	5,13	139	6,9	11,7
12,8	0,43	6,06	5,49	6,2850E-03	2,54	3,43	4,99	125	6,2	9,3
12,4	0,48	6,06	5,04	6,5934E-03	2,26	3,19	4,71	119	6,4	8,1
12,5	0,51	6,06	4,96	6,0790E-03	2,36	3,17	4,62	119	6,5	9,4
12,3	0,47	6,67	6,17	7,5470E-03	2,94	4,09	5,73	152	7,7	10,3
12,4	0,47	6,06	5,58	6,1786E-03	2,67	3,51	5,04	132	6,2	11,5
12,3	0,48	6,06	5,52	5,7842E-03	2,53	3,38	4,96	130	6,4	10,1
12,3	0,51	6,06	5,01	6,0324E-03	2,15	3,07	4,64	126	6,9	9,1
12,3	0,46	6,06	4,76	6,6231E-03	2,02	2,99	4,50	106	6,1	8,2

Réultats de l'échantillonnage du 940329 (suite)
Essai #4: Comparaison entre Bi-Pic1 et Bi-Pic2 en période de fonte des neiges

Précureurs CP ($\mu\text{g/l}$)	Précureurs CHClBr2 ($\mu\text{g/l}$)	Précureurs TCP ($\mu\text{g/l}$)	Précureurs AMBA ($\mu\text{g/l}$)	Précureurs ADCA ($\mu\text{g/l}$)	Précureurs ATCA ($\mu\text{g/l}$)	Précureurs Formaldéhyde ($\mu\text{g/l}$)	Acétaldéhyde ($\mu\text{g/l}$)	Glyoxal ($\mu\text{g/l}$)	Méthyl Glyoxal ($\mu\text{g/l}$)	Numéro
1,2	0,8	4,8	1,5	64	107	<0,1	0,8	-	-	ED-1
1,2	0,8	6,4	1,1	66	113	<0,1	1,2	-	-	ED-2
5,1	1,7	7,9	1,4	66	75	10,3	3,7	10,7	10,1	BP-21
3,5	1,5	5,4	1,3	56	55	<0,1	1,3	6,0	4,3	BP-13
2,6	1,4	5,3	1,5	56	60	<0,1	0,7	2,1	0,7	BP-16
4,7	1,7	9,4	1,2	67	88	9,3	3,4	9,6	9,0	BP-26
3,4	1,5	5,9	1,1	55	64	<0,1	1,1	4,6	3,0	BP-18
2,3	1,4	5,3	1,1	61	59	<0,1	1,0	2,1	0,7	BP-110
5,1	1,7	7,9	1,4	66	75	10,3	3,7	10,7	10,1	BP-21
4,1	1,6	8,2	1,3	61	68	3,7	2,1	9,1	7,8	BP-22
3,6	1,5	7,4	1,1	58	62	<0,1	1,3	6,6	4,6	BP-23
2,8	1,4	7,0	1,1	53	64	<0,1	0,9	2,6	1,2	BP-24
2,6	1,4	6,8	1,1	55	59	<0,1	0,9	2,5	1,1	BP-25
4,7	1,7	9,4	1,2	67	88	9,3	3,4	9,5	9,0	BP-28
4,2	1,6	6,4	1,1	54	66	<0,1	1,6	6,9	5,7	BP-27
3,5	1,5	7,1	1,0	54	59	<0,1	1,1	5,7	3,9	BP-28
2,5	1,2	5,7	1,2	50	65	<0,1	0,9	2,3	1,0	BP-28
1,9	1,2	5,3	1,1	53	35	<0,1	0,9	2,1	0,8	BP-210

Résultats de l'échantillonnage du 94/04/12

Essai #5: Effet d'un changement brusque de la vitesse de filtration de Bi-Pic2

Numéro	Traitement	Temps de prélevement p/r lavage	COD (mg/l C)	Ammoniaque NH3 (ug/l N)	Chlorures Cl- (mg/l)	Nitrates NO3- (mg/l N)	Sulfates SO4 2- (mg/l)	Oxalate C2O4 2- (mg/l)	Phosphates HPO4 2- (mg/l P)
BP-11	Effluent Bi-Pic1	-5 min.	2,87	129	14,4	0,70	33,4	0,03	0,11
BP-12	Effluent Bi-Pic1	+15 min.		123	14,6	0,72	33,4	0,04	0,10
BP-13	Effluent Bi-Pic1	+30 min.	2,90	137	14,0	0,63	32,6	0,02	0,05
BP-14	Effluent Bi-Pic1	+60 min.	2,98	133	13,8	0,62	32,2	0,01	0,06
BP-15	Effluent Bi-Pic1	+90 min.		145	14,7	0,65	32,9	0,02	0,05
BP-16	Effluent Bi-Pic1	+2 h	3,06	150	14,1	0,64	32,5	0,02	0,05
BP-17	Effluent Bi-Pic1	+3 h	2,99	168	13,7	0,64	32,3	0,03	0,06
BP-18	Effluent Bi-Pic1	+4 h	3,14	148	14,1	0,65	33,0	0,02	0,06
BP-19	Effluent Bi-Pic1	+5 h	3,09	160	13,7	0,64	32,6	0,03	0,04
BP-110	Effluent Bi-Pic1	+6 h	2,99	150	14,0	0,65	31,9	0,05	0,15
BP-21	Effluent Bi-Pic2	-5 min.	2,87	125	14,2	0,65	32,5	0,00	0,06
BP-22	Effluent Bi-Pic2	+15 min.		127	14,1	0,65	32,9	0,05	0,10
BP-23	Effluent Bi-Pic2	+30 min.	2,93	137	14,1	0,64	32,6	0,06	0,08
BP-24	Effluent Bi-Pic2	+60 min.	3,05	143	14,0	0,65	32,4	0,05	0,08
BP-25	Effluent Bi-Pic2	+90 min.		164	14,1	0,64	32,6	0,05	0,10
BP-26	Effluent Bi-Pic2	+2 h	3,06	168	13,8	0,63	32,5	0,06	0,09
BP-27	Effluent Bi-Pic2	+3 h	2,97	146	14,0	0,65	32,5	0,06	0,09
BP-28	Effluent Bi-Pic2	+4 h	3,15	154	14,0	0,65	32,2	0,06	0,10
BP-29	Effluent Bi-Pic2	+5 h	3,01	156	13,8	0,65	32,5	0,06	0,09
BP-210	Effluent Bi-Pic2	+6 h	3,06	156	13,8	0,65	32,1	0,06	0,07

* valeurs estimées (ajout de thiosulfate en excès)

pH eau décantée: 6,8 et température eau décantée: 0,5 °C

[O3] dans l'air ozonée: 1,46% poids/poids

O3 appliqué col.#1 d'O3: 1,08 mg/l

O3 appliqué col.#2 d'O3: 0,20 mg/l

Vitesse de filtration Bi-Pic1: 10,59 m/h

Vitesse de filtration Bi-Pic 2: 10 m/h et 14,75 m/h

Résultats de l'échantillonnage du 94/05/10 (suite)

Essai #6: Profil comparatif entre Bi-Pic1 et Bi-SA avant et après lavage

Nitrates NO3- (mg/l N)	Sulfates SO4 2- (mg/l)	Oxalate C2O4 2- (mg/l)	Phosphates HPO4 2- (mg/l P)	Chlore appliqué (mg/l)	b + DI (mg/l)	k W(mg·h)	Demande en chlore 4 h (mg/l)	Demande en chlore 24 h (mg/l)	Demande en chlore 168 h (mg/l)	Précursors CHCl3 (ug/l)	Précursors CHCl2Br (ug/l)	Précursors DCAN (ug/l)
0,30	26,5	0,31	0,00	6,60	5,49	7,4382E-03	2,25	3,58	5,22	165	6,5	4,9
0,30	26,2	0,32	0,08	6,60	5,50	6,3245E-03	2,29	3,47	5,15	170	5,8	4,9
0,29	26,3	0,28	0,01	6,60	5,48	5,2391E-03	2,27	3,31	5,03	167	5,4	4,4
0,30	26,5	0,23	0,01	6,60	5,23	6,9312E-03	2,13	3,38	4,99	164	6,0	4,5
0,30	26,1	0,29	0,06	6,60	5,55	6,2608E-03	2,31	3,49	5,18	200	7,7	5,4
0,29	26,3	0,29	0,04	6,60	5,40	6,5085E-03	2,22	3,43	5,09	191	7,3	5,5
0,28	26,3	0,29	0,07	6,60	5,23	7,2614E-03	2,16	3,43	5,01	198	6,9	4,2
0,30	26,8	0,28	0,06	6,60	5,30	6,0567E-03	2,18	3,32	4,98	197	8,1	3,7
0,30	26,9	0,38	0,05	6,60	5,73	7,1534E-03	2,54	3,75	5,38	165	6,4	5,6
0,32	26,9	0,30	0,04	6,00	5,24	7,2527E-03	1,92	3,19	4,88	184	5,5	5,1
0,35	27,0	0,16	0,04	6,00	4,69	6,1784E-03	1,49	2,69	4,38	154	5,2	4,4
0,38	26,8	0,13	0,04	6,00	4,25	6,3385E-03	1,06	2,37	4,04	145	5,3	3,8
0,39	27,0	0,14	0,03	6,00	4,16	5,4287E-03	1,11	2,23	3,90	144	5,4	3,7
0,30	26,7	0,34	0,03	6,60	5,72	6,4035E-03	2,38	3,59	5,31	178	5,7	5,0
0,33	26,7	0,26	0,03	6,00	4,86	6,9530E-03	1,75	2,98	4,57	153	4,5	4,3
0,36	26,5	0,11	0,00	6,00	4,45	6,9033E-03	1,24	2,59	4,24	183	6,0	4,7
0,39	26,7	0,06	0,01	6,00	4,28	5,8299E-03	1,18	2,36	4,03	180	6,5	4,6
0,35	26,5	0,06	0,00	6,00	4,03	6,9276E-03	1,02	2,35	3,89	181	7,0	4,5

Résultats de l'échantillonage du 94/05/10 (suite)

Essai #6: Profil comparatif entre Bi-Pic1 et Bi-SA avant et après lavage

Précureurs DCP (ug/l)	Précureurs CP (ug/l)	Précureurs CHClBr2 (ug/l)	Précureurs TCP (ug/l)	Précureurs AMCA (ug/l)	Précureurs ADCA (ug/l)	Précureurs ATCA (ug/l)	Formaldéhyde (ug/l)	Acétaldéhyde (ug/l)	Glyoxal (ug/l)	Méthyl Glyoxal (ug/l)	Numéro
0,98	5,4	1,2	4,1	11,1	69	64	21,3	4,7	6,1	3,2	BSA-2
1,00	5,4	1,1	4,0	12,6	69	60	18,3	4,2	5,9	3,3	BSA-3
0,94	5,5	1,4	4,5	11,4	65	62	12,4	3,3	6,5	3,6	BSA-4
1,04	5,5	1,7	3,8	11,3	64	54	9,6	3,1	7,2	4,0	BSA-5
0,99	5,3	1,2	4,4	12,3	76	41	21,0	4,6	6,9	3,6	BSA-7
1,02	5,3	1,2	5,0	10,8	73	39	20,5	3,8	7,6	4,1	BSA-8
1,07	5,6	1,5	5,2	9,3	71	41	15,3	3,3	9,3	5,1	BSA-9
1,05	5,4	1,5	4,4	9,8	68	42	11,6	3,1	7,6	4,2	BSA-10
1,26	5,2	1,1	3,0	20,7	69	57	25,0	4,8	7,1	4,2	BP-11
1,16	4,7	1,2	3,6	15,1	65	61	12,2	3,2	5,2	3,1	BP-12
0,92	3,8	1,1	3,4	12,2	55	57	4,0	2,0	2,3	1,2	BP-13
0,74	2,6	1,0	3,5	10,5	52	53	2,8	1,8	0,9	0,6	BP-14
0,71	2,6	1,0	3,5	8,3	52	51	2,7	2,1	1,0	0,6	BP-15
0,97	5,4	1,0	4,1	17,9	78	60	21,7	4,6	7,0	4,0	BP-16
0,92	4,4	1,0	4,0	12,1	68	36	7,0	2,3	4,3	2,0	BP-17
0,89	3,8	1,1	4,1	12,7	57	35	3,3	2,0	1,7	0,9	BP-18
0,86	2,8	1,0	4,0	7,5	59	42	3,1	1,9	0,8	0,5	BP-19
0,77	2,7	1,1	4,0	6,3	57	40	2,7	1,8	0,7	0,5	BP-110

Résultats de l'échantillonnage du 94/05/24
Essai #7: Restabilisation après un lavage de Bi-Pic1 et Bi-SA

Numéro	Traitemen	Temps de prélevement après lavage	COD (mg/l C)	COR (mg/l C)	CODB (mg/l C)	Ammoniaque NH3 (ug/l N)	Formate HCOO- (mg/l)	Chlorures Cl- (mg/l)	Nitrates NO3- (mg/l N)	Sulfates SO4 2- (mg/l)	Oxalate C2O4 2- (mg/l)
AFF-1	Affluent	-17 min.	3,31	2,52*	0,79*	53	0,13	5,5	0,21	25,6	0,12
AFF-2	Affluent	+3 min.	3,28	2,47*	0,81*	52	0,11	5,6	0,21	25,6	0,08
AFF-3	Affluent	+18 min.	3,29	2,49*	0,80*	49	0,13	5,6	0,20	25,6	0,11
AFF-4	Affluent	+48 min.	3,34	2,47*	0,87*	52	0,13	5,6	0,20	25,4	0,12
AFF-5	Affluent	+78 min.	3,37	2,41*	0,96*	49	0,14	5,5	0,20	25,6	0,12
AFF-6	Affluent	+108 min.	3,39	2,44*	0,95*	49	0,14	5,6	0,21	25,5	0,11
BP-11	Effluent Bi-Pic1	-5 min.	2,90	2,54	0,37	4	0,03	5,6	0,28	25,7	-
BP-12	Effluent Bi-Pic1	+15 min.	2,86	2,47	0,39	5	0,03	5,5	0,28	25,6	-
BP-13	Effluent Bi-Pic1	+30 min.	2,99	2,51	0,49	6	0,18	5,6	0,26	25,9	0,20
BP-14	Effluent Bi-Pic1	+60 min.	2,95	2,47	0,48	4	0,15	5,6	0,33	25,6	0,13
BP-15	Effluent Bi-Pic1	+90 min.	2,94	2,42	0,52	6	0,15	5,6	0,33	25,7	0,13
BP-16	Effluent Bi-Pic1	+120 min.	3,03	2,63	0,49	6	0,16	5,6	0,33	25,1	0,13
BSA-1	Effluent Bi-SA	-5 min.	3,08	2,62	0,56	44	0,18	5,6	0,28	25,5	0,19
BSA-2	Effluent Bi-SA	+15 min.	3,14	2,45	0,70	32	0,16	5,6	0,27	25,5	0,17
BSA-3	Effluent Bi-SA	+30 min.	3,21	2,51	0,71	40	0,18	5,6	0,26	25,4	0,20
BSA-4	Effluent Bi-SA	+60 min.	3,18	2,41	0,77	41	0,17	5,7	0,28	25,3	0,22
BSA-5	Effluent Bi-SA	+90 min.	3,21	2,37	0,85	43	0,18	5,6	0,26	25,1	0,23
BSA-6	Effluent Bi-SA	+120 min.	3,25	2,47	0,78	43	0,19	5,6	0,26	25,1	0,24

* valeurs estimées (ajout de thiosulfate en excès)

Note: composés DCP, DBAN et TCAN non-détectables
pH eau décantée: 6,6 et température eau décantée: 14,0 °C

[O3] dans l'air ozoné:

O3 appliqué co1/2 d'O3:

O3 appliqué co1/2 d'O3:

Vitesse de filtration Bi-Pic1: 10 m/h

Vitesse de filtration Bi-Pic 2: 10 m/h

Résultats de l'échantillonage du 94/05/24 (suite)

Essai #7: Restabilisation après un lavage de Bi-Pic1 et Bi-SA

Phosphates HPO4 2- (mg/l P)	Chlore appliqué (mg/l)	b + DI (mg/l)	k I(mg ² /h)	Demande en chlore 4 h (mg/l)	Demande en chlore 24 h (mg/l)	Demande en chlore 168 h (mg/l)	Précursors CHCl3 (ug/l)	Précursors CHCl2Br (ug/l)	Précursors DCAN (ug/l)	Précursors CP (ug/l)
0,07	6,60	5,67	7,5823E-03	2,25	3,67	5,36	165	4,4	4,6	5,4
0,08	6,60	5,39	6,3102E-03	1,92	3,28	5,06	160	4,4	4,4	4,9
0,07	6,60	5,70	5,8311E-03	2,24	3,45	5,24	161	4,3	4,7	5,3
0,06	6,60	5,67	6,1505E-03	2,21	3,47	5,25	162	4,3	4,7	5,4
0,07	6,60	5,60	6,4536E-03	2,24	3,50	5,23	166	4,2	4,5	5,8
0,07	6,60	5,59	5,9682E-03	2,23	3,43	5,18	165	4,3	4,5	5,6
0,07	6,00	4,06	6,3916E-03	1,10	2,33	3,89	137	4,0	3,4	2,4
0,07	6,00	4,22	5,9477E-03	1,07	2,32	3,89	138	4,2	3,8	2,1
0,07	6,00	4,14	6,0019E-03	1,08	2,30	3,93	138	4,0	3,7	2,4
0,08	6,00	4,07	6,3078E-03	1,00	2,27	3,89	139	4,0	3,9	2,5
0,07	6,00	4,11	6,4177E-03	0,98	2,30	3,93	140	3,9	3,6	2,6
0,06	6,00	4,00	6,8082E-03	1,04	2,33	3,86	139	4,1	3,8	2,6
0,06	6,00	5,09	6,1064E-03	1,91	3,14	4,82	159	3,7	4,0	5,3
0,07	6,00	5,08	8,2196E-03	1,81	3,35	4,93	154	3,5	3,9	4,8
0,07	6,00	5,07	6,6634E-03	1,76	3,14	4,84	161	3,8	4,0	5,6
0,07	6,00	5,13	6,2709E-03	1,81	3,13	4,86	167	4,0	4,1	5,6
0,06	6,00	5,11	5,8302E-03	1,84	3,08	4,81	171	4,0	4,3	5,6
0,05	6,00	5,00	6,5502E-03	1,86	3,14	4,78	186	4,4	4,5	5,7

Résultats de l'échantillonage du 94/05/24 (suite)

Résultats de l'échantillonage du 24/05/94 (suite)

Essai #7: Restabilisation après un lavage de Bi-Bzal #7B Restabilisation après un lavage de Bi-Pic1 et Bi-SA

Précureurs CHClBr2 (ug/l)	Précureurs CHBr3 (ug/l)	Précureurs TCP (ug/l)	Précureurs AMCA (ug/l)	Précureurs AMBA (ug/l)	Précureurs ADCA (ug/l)	Précureurs ATCA (ug/l)	Formaldéhyde (ug/l)	Acétaidéhyde (ug/l)	Glyoxal (ug/l)	Méthyl Glyoxal (ug/l)	Numéro
1,4	-	4,3	0,6	-	66	65	23,7	4,9	7,8	10,1	AFF-1
1,4	-	3,9	0,8	-	61	63	20,7	4,6	5,8	7,2	AFF-2
1,4	-	4,3	0,8	-	65	64	22,5	4,7	5,8	7,2	AFF-3
1,4	-	4,4	1,0	-	67	66	23,5	4,7	7,2	8,9	AFF-4
1,4	-	4,1	1,3	-	67	68	23,5	4,7	7,8	9,9	AFF-5
1,4	-	4,3	1,1	-	66	67	23,1	4,7	9,9	13,0	AFF-6
1,2	0,3	3,5	0,8	5,8	43	50	2,6	1,5	0,2	1,0	BP-11
1,2	0,7	3,9	0,9	-	43	52	2,8	1,5	0,4	0,6	BP-12
1,2	0,4	3,4	1,0	-	45	47	2,4	1,6	0,2	0,3	BP-13
1,3	0,4	3,6	1,0	-	45	51	2,3	1,6	0,4	0,5	BP-14
1,2	0,3	3,6	1,0	-	46	50	2,4	1,5	0,1	0,5	BP-15
1,3	0,3	3,5	0,8	-	46	51	2,2	1,5	0,3	0,4	BP-16
1,8	0,3	4,4	1,2	4,4	56	60	5,3	2,6	12,3	13,0	BSA-1
1,7	0,3	3,9	1,1	3,0	60	56	2,5	6,3	9,3	8,6	BSA-2
1,8	0,3	4,6	1,0	4,8	58	63	6,2	2,7	6,1	8,6	BSA-3
1,8	0,3	4,1	1,1	3,4	60	67	7,0	2,8	10,8	11,8	BSA-4
1,9	0,3	4,2	0,7	4,6	57	52	6,9	2,8	6,5	8,2	BSA-5
2,0	0,3	4,2	1,1	6,1	55	53	6,8	2,9	6,9	8,6	BSA-6

Résultats de l'échantillonnage du 04/06/26

Essai #8: Effet de la remise en fonction du filtre Bi-Pic2 après un arrêt de filtration de 36 heures (1 cycle de filtration)

Numéro	Traitement	Temps après l'arrêt (min.)	COD (mg/l C)	COR (mg/l C)	CODB (mg/l C)	Ammoniaque NH3 (ug/l N)	Formate HCOO- (mg/l)	Chlorures Cl- (mg/l)	Nitrates NO3- (mg/l N)	Sulfates SO4 2- (mg/l)	Oxalate C2O4 2- (mg/l)
AFF-1	Affluent Bi-Pic1	3	5,45	3,08	2,37	90	0,23	5,4	0,26	23,9	0,38
AFF-2	Affluent Bi-Pic1	18	3,80	2,98	0,82	78	0,23	5,3	0,24	22,6	0,30
AFF-3	Affluent Bi-Pic1	48	3,56	3,06	0,50	79	0,16	5,4	0,24	23,0	0,28
AFF-4	Affluent Bi-Pic2	108	6,04	3,12	2,92	81	0,18	6,3	0,23	23,1	0,26
AFF-5	Affluent Bi-Pic2	168	3,73	3,05	0,68	74	0,00	5,6	0,26	26,2	0,55
AFF-6	Affluent Bi-SA	228	3,71	2,55	1,16	77	0,00	5,7	0,27	26,6	0,51
BP-11	Effluent Bi-Pic1	15	3,15	2,48	0,67	5	0,00	5,4	0,38	25,8	0,06
BP-12	Effluent Bi-Pic1	30	2,94	2,43	0,51	6	0,00	5,4	0,37	25,8	0,07
BP-13	Effluent Bi-Pic1	60	2,95	2,49	0,46	6	0,00	5,6	0,38	25,9	0,07
BP-14	Effluent Bi-Pic1	120	2,99	2,44	0,55	5	0,00	5,3	0,36	25,9	0,07
BP-15	Effluent Bi-Pic1	180	3,09	2,48	0,61	6	0,00	5,5	0,37	25,8	0,07
BP-16	Effluent Bi-Pic1	240	3,03	2,48	0,55	6	0,00	5,6	0,37	26,0	0,09
BP-21	Effluent Bi-Pic2	15	2,89	2,45	0,44	190	0,00	5,6	0,35	26,6	0,02
BP-22	Effluent Bi-Pic2	30	2,89	2,39	0,50	170	0,00	5,5	0,50	26,6	0,05
BP-23	Effluent Bi-Pic2	60	2,94	2,36	0,58	81	0,00	5,5	0,50	26,1	0,09
BP-24	Effluent Bi-Pic2	120	2,95	2,41	0,54	5	0,00	5,7	0,41	26,7	0,06
BP-25	Effluent Bi-Pic2	180	3,12	2,45	0,67	5	0,00	5,8	0,38	26,8	0,08
BP-26	Effluent Bi-Pic2	240	2,89	2,39	0,50	6	0,00	5,7	0,38	26,4	0,08

* valeurs estimées (ajout de thiosulfate en excès)

Notes: Phosphates présents (petits pics de C.I.) mais non-quantifiables; NO2-, DBAN et AMBA non-détectables

pH eau décantée: 6,5 et température eau décantée: 19,0 °C

[O3] dans l'air ozonée: 2,79% poids/poids

O3 appliqué col.#1 d'O3: 2,88 mg/l

O3 appliqué col.#2 d'O3: 0,83 mg/l

Vitesse de filtration Bi-Pic1: 10,2 m/h

Vitesse de filtration Bi-Pic 2: 10,3 m/h

Résultats de l'échantillonnage du 94/06/28 (suite)

Essai #6: Effet de la remise en fonction du filtre Bi-Pic2 après un arrêt de filtration de 36 heures (1 cycle de filtration)

Chlore appliqué (mg/l)	b + DI (mg/l)	k (mg ⁻¹ h)	Demande en chlore 4 h (mg/l)	Demande en chlore 24 h (mg/l)	Demande en chlore 168 h (mg/l)	Précureurs CHCl3 (µg/l)	Précureurs CHCl2Br (µg/l)	Précureurs TCAN (µg/l)	Précureurs DCAN (µg/l)	Précureurs DCP (µg/l)	Précureurs CP (µg/l)
6,60	7,22	6,0117E-03	3,02	4,25	6,06	152,4	0,94	0,10	4,5	0,24	5,0
6,60	7,70	5,0476E-03	3,14	4,27	6,11	155,6	0,94	0,09	3,7	0,33	5,2
6,60	8,34	4,2834E-03	3,16	4,27	6,17	157,6	0,91	0,10	3,5	0,36	5,3
6,60	8,34	4,4969E-03	3,14	4,30	6,20	158,4	0,91	0,09	3,3	0,39	5,4
6,60	8,68	4,0079E-03	3,15	4,27	6,20	155,2	0,90	0,07	3,4	0,42	5,4
6,60	8,59	1,3725E-02	3,16	4,34	6,19	159,4	0,93	0,10	3,7	0,43	5,7
6,00	4,48	6,0291E-03	1,43	2,58	4,21	132,0	0,86	0,12	2,2	0,33	1,8
6,00	4,54	5,7474E-03	1,39	2,54	4,23	127,5	0,83	0,11	2,2	0,28	1,7
6,00	4,73	5,0492E-03	1,53	2,57	4,30	137,9	0,87	0,10	2,1	0,39	1,8
6,00	4,68	5,1282E-03	1,44	2,52	4,27	131,8	0,88	0,09	2,1	0,43	1,9
6,00	4,76	4,9858E-03	1,48	2,54	4,31	130,4	0,85	0,14	2,5	0,34	1,9
6,00	4,64	5,3842E-03	1,45	2,55	4,27	129,0	0,87	0,12	2,2	0,25	1,9
6,00	6,32	6,4090E-03	3,48	4,16	5,44	136,3	0,82	0,12	3,3	0,30	1,7
6,00	5,60	7,7838E-03	3,18	3,93	5,17	134,6	0,73	0,13	2,9	0,34	1,7
6,00	4,93	6,3332E-03	2,35	3,20	4,60	140,5	0,74	0,14	2,4	0,38	1,7
6,00	4,08	6,3902E-03	1,27	2,41	3,91	139,2	0,78	0,12	2,1	0,34	1,7
6,00	4,13	6,0364E-03	1,30	2,40	3,93	137,7	0,77	0,14	2,1	0,33	1,8
6,00	4,14	6,0400E-03	1,35	2,43	3,94	133,3	0,78	0,14	2,0	0,29	1,8

Résultats de l'échantillonnage du 94/06/28 (suite)

Essai #6: Effet de la remise en fonction du filtre Bi-Pic2 après un arrêt de filtration de 36 heures (1 cycle de filtration)

Précursors CHClBr ₂ (ug/l)	Précursors TCP (ug/l)	Précursors CHBr ₃ (ug/l)	Précursors AMCA (ug/l)	Précursors ADCA (ug/l)	Précursors ATCA (ug/l)	Formaldéhyde (ug/l)	Acétaldéhyde (ug/l)	Glyoxal (ug/l)	Méthyl Glyoxal (ug/l)	Numéro
0,8	6,8	0,07	38	78	50	35,0	4,9	10,1	7,6	AFF-1
0,8	6,1	0,07	38	75	50	36,2	4,9	12,6	9,6	AFF-2
0,8	6,3	0,07	36	76	61	37,0	5,0	12,2	9,1	AFF-3
0,8	6,4	0,08	34	77	64	34,9	4,6	10,2	8,0	AFF-4
0,8	8,3	0,08	35	81	68	35,6	4,5	10,7	8,2	AFF-5
0,8	8,0	0,09	31	72	61	36,7	4,6	12,0	8,7	AFF-6
0,7	4,8	0,11	17	52	46	2,4	0,4	1,8	1,4	BP-11
0,7	4,4	0,14	19	52	52	0,8	0,7	1,0	0,6	BP-12
0,7	4,5	0,11	19	58	49	1,0	0,8	0,9	0,6	BP-13
0,9	5,1	0,12	19	51	42	0,4	0,7	0,8	0,5	BP-14
0,9	4,8	0,11	17	50	50	0,6	0,7	1,2	0,5	BP-15
0,9	5,3	0,11	18	50	38	1,1	0,6	0,9	0,4	BP-16
0,9	4,8	0,11	18	45	30	-	0,6	0,6	0,4	BP-21
0,7	4,9	0,10	18	48	30	1,8	0,7	1,1	0,6	BP-22
0,7	4,8	0,10	19	53	38	0,6	0,7	0,9	0,6	BP-23
0,7	4,9	0,11	19	53	35	1,7	0,8	1,7	1,1	BP-24
0,7	4,8	0,10	18	54	48	3,3	0,7	1,1	0,7	BP-25
0,7	4,9	0,10	17	51	44	6,3	0,8	1,6	1,0	BP-26

Réultats de l'échantillonnage du 94/09/30
Essai #9: Effet de l'ajout de nitrate et de phosphate dans l'affluent du filtre Bi-Pic2

Numéro	Traitemen	Temps après l'ajout (min.)	COD (mg/l C)	COR (mg/l C)	CODB (mg/l C)	Ammoniaque NH3- (ug/l N)	Formate HCDO- (mg/l)	Chlorures Cl- (mg/l)	Nitrates NO3- (mg/l N)	Sulfates SO4 2- (mg/l)	Oxalate C2O4 2- (mg/l)
AFF-11	Affluent Bi-Pic1	-25	3,75	2,66*	1,19*	64	0,17	6,9	0,21	27,0	0,65
	Affluent Bi-Pic1	15	3,68	2,56*	1,12*						
AFF-12	Affluent Bi-Pic1	45	3,74	2,56*	1,18*	61	0,00	6,9	0,20	28,8	0,60
AFF-13	Affluent Bi-Pic1	105	3,78	2,56*	1,22*	62	0,00	5,5	0,16	25,5	0,48
AFF-14	Affluent Bi-Pic1	165	3,89	2,56*	1,33*	61	0,00	6,6	0,16	25,4	0,43
	Affluent Bi-Pic2	-25	3,75	2,50*	1,26*						
AFF-21	Affluent Bi-Pic2	15	3,71	2,50*	1,21*	63	0,15	5,8	0,46	26,7	0,68
AFF-22	Affluent Bi-Pic2	45	3,73	2,50*	1,23*	61	0,00	5,8	0,51	26,6	0,56
AFF-23	Affluent Bi-Pic2	105	3,95	2,50*	1,45*	62	0,00	5,4	0,48	25,0	0,47
AFF-24	Affluent Bi-Pic2	165	3,67	2,50*	1,18*	61	0,00	5,6	0,46	25,5	0,44
	Effluent Bi-Pic1	-10	2,83	2,69	0,24	7	0,00	6,9	0,28	27,0	0,16
BP-11	Effluent Bi-Pic1	30	2,91	2,56	0,35	10	0,00	6,1	0,28	26,9	0,09
BP-12	Effluent Bi-Pic1	60	3,02	2,62	0,40	9	0,00	5,4	0,23	25,3	0,17
BP-13	Effluent Bi-Pic1	120	3,03	2,50	0,52	9	0,00	5,5	0,23	26,1	0,17
BP-14	Effluent Bi-Pic1	180	3,00	2,53	0,46	7	0,00	5,5	0,24	26,1	0,18
	Effluent Bi-Pic1	-10	2,89	2,53	0,36	6	0,00	5,9	0,28	26,9	0,17
BP-21	Effluent Bi-Pic2	30	2,87	2,48	0,38	8	0,00	5,8	0,55	26,8	0,09
BP-22	Effluent Bi-Pic2	60	2,89	2,52	0,47	7	0,00	5,5	0,53	25,6	0,17
BP-23	Effluent Bi-Pic2	120	3,05	2,45	0,60	9	0,00	5,5	0,53	25,6	0,17
BP-24	Effluent Bi-Pic2	180	3,01	2,50	0,51	8	0,00	6,6	0,52	26,1	0,17
	Effluent Bi-Pic2	-10	2,89	2,53	0,36						

* valeurs estimées (ajout de thiosulfate en excès)

Notes: présents (petits pics de C.I.) mais non-quantifiables; TCAN, DCP et DBAN non-détectables

pH eau décantée: 6,6 et température eau décantée: 19,5 °C

[O3] dans l'air ozonisé:

3,27% poids/poids

O3 appliqué col. #1 d'O3:

3,64 mg/l

O3 appliqué col. #2 d'O3:

1,22 mg/l

Quantité d'azote ajoutée: 0,37 mg/l N de NO3- (2,66 mg/l KNO3 à 13,89 % de NO3-)

Quantité de phosphore ajoutée: 0,082 mg/l P de HPO4 2- (0,360 mg/l de KH2PO4)

Résultats de l'échantillonage du 94/08/30 (suite)

Essai #9: Effet de l'ajout de nitrate et de phosphate dans l'affluent du filtre Bi-Pic2

Phosphates HPO ₄ 2- (mg/l P)	Chlore appliqué (mg/l)	b + DI (mg/l)	k l/(mg ² h)	Demande en chlore 4 h (mg/l)	Demande en chlore 24 h (mg/l)	Demande en chlore 168 h (mg/l)	Précureurs CHCl ₃ (ug/l)	Précureurs CHCl ₂ Br (ug/l)	Précureurs DCAN (ug/l)	Précureurs CP (ug/l)	Précureurs CHClBr ₂ (ug/l)
0,00	7,00	6,06	7,8583E-03	2,79	4,12	5,76	154,1	7,00	2,9	7,3	0,4
0,00	7,00	6,44	7,7847E-03	2,80	4,27	6,02	153,7	6,88	2,9	7,5	0,4
0,03	7,00	6,55	7,3576E-03	2,86	4,28	6,06	138,2	5,74	3,0	7,4	0,4
0,03	7,00	6,73	6,9153E-03	2,95	4,32	6,13	146,0	6,28	2,9	7,4	0,4
0,08	7,00	5,94	7,7183E-03	2,90	4,14	5,68	141,8	5,99	3,0	7,5	0,4
0,08	7,00	6,41	6,5178E-03	2,92	4,16	5,91	149,0	6,30	3,1	7,7	0,4
0,04	7,00	6,85	6,5459E-03	2,86	4,21	6,05	149,4	6,63	2,8	7,8	0,4
0,06	7,00	6,84	7,2421E-03	2,75	4,25	6,10	143,2	6,15	2,8	7,8	0,4
0,00	6,00	3,89	7,6720E-03	1,17	2,44	3,80	108,2	4,47	1,8	2,4	
0,00	6,00										
0,03	6,00	4,21	7,8673E-03	1,22	2,59	4,08	109,8	4,79	2,1	2,5	0,4
0,04	6,00	4,28	6,5295E-03	1,19	2,47	4,08	110,1	5,00	2,1	2,5	0,4
0,04	6,00	4,23	6,7350E-03	1,13	2,45	4,05	115,1	5,40	2,4	2,5	0,4
0,02	6,00	3,97	6,5933E-03	1,35	2,43	3,83	107,8	4,75	1,9	2,2	0,4
0,00	6,00	4,06	6,5524E-03	1,19	2,39	3,90	108,8	5,55	2,1	2,3	0,4
0,03	6,00	4,36	4,6349E-03	1,39	2,33	3,98	101,9	5,27	1,9	2,1	0,4
0,03	6,00	4,30	5,1708E-03	1,50	2,44	4,00	107,6	5,46	2,1	2,4	0,5
0,03	6,00	4,15	6,8003E-03	1,25	2,48	3,99	106,3	5,42	2,0	2,2	0,5

Résultats de l'échantillonnage du 94/08/30 (suite)

Essai #9: Effet de l'ajout de nitrate et de phosphate dans l'affluent du filtre Bi-Pic2

Précureurs TCP (ug/l)	Précureurs CHBr3 (ug/l)	Précureurs AMCA (ug/l)	Précureurs AMBA (ug/l)	Précureurs ADCA (ug/l)	Précureurs ATCA (ug/l)	Formaldéhyde (ug/l)	Acétaldéhyde (ug/l)	Glyoxal (ug/l)	Méthyl Glyoxal (ug/l)	Numéro
11,8	0,19	31	0,1	73	59	30,9	5,1	13,9	13,7	AFF-11
11,1	0,19	28	0,2	68	60	31,8	5,0	15,6	15,0	AFF-12
12,2	0,19	27	0,3	75	94	31,0	4,8	15,2	15,4	AFF-13
12,8	0,19	28	0,5	83	78	30,4	4,7	13,3	12,6	AFF-14
11,3	0,19	27	0,6	82	84	29,8	4,8	15,0	13,7	AFF-21
10,2	0,19	25	0,5	81	101	29,3	4,7	12,4	11,6	AFF-22
10,8	0,19	26	0,7	82	87	29,6	4,7	12,2	14,1	AFF-23
10,4	0,19	28	0,7	84	87	29,4	4,5	12,1	13,5	AFF-24
8,6	0,28	15	0,9	56	67	3,4	1,2	2,2	2,4	BP-11
						3,3	1,2	2,1	2,3	BP-12
7,4	0,25	13	0,9	53	65	3,6	1,2	2,0	2,2	BP-13
7,4	0,25	14	1,0	56	79	3,8	1,2	2,0	2,2	BP-14
8,2	0,24	14	1,1	56	78	3,2	1,2	1,9	2,2	BP-15
7,6	0,26	14	1,2	54	72	3,3	1,2	1,9	2,2	BP-21
8,1	0,24	13	1,1	54	73	3,0	1,2	1,8	2,1	BP-22
7,4	0,28	12	1,1	54	72	3,0	1,2	1,9	2,1	BP-23
7,1	0,23	14	1,6	55	79	3,6	1,2	1,8	2,1	BP-24
6,8	0,26	13	1,5	57	69	3,8	1,1	2,0	2,2	BP-25

Résumé de l'échantillonage du 14/09/94
Essai #10: Profil comparatif entre Bi-Pic1 et Bi-Pic2 (Bi-Pic2 avec ajout de nitrates et de phosphates) avant et après lavage

Numéro	Traitement	Temps de prélevement	Profondeur dans le filtre (m)	Temps de contact (min.)	COD (mg/l C)	COR	CODB (mg/l C)	Ammoniaque NH3 (ug/l N)	Formate HCOO- (mg/l)	Chlorures Cl- (mg/l)	Nitrates NO ₃ - (mg/l N)
BP-11	Affluent Bi-Pic1	Avant lavage	0	0,0	3,64	2,56*	1,08*	78	0,10	6,3	0,17
BP-12	Filtre Bi-Pic1	Avant lavage	0,45	2,6	3,23	2,56	0,67	20	0,00	6,4	0,23
BP-13	Filtre Bi-Pic1	Avant lavage	0,95	5,6	3,06	2,56	0,50	10	0,05	6,5	0,25
BP-14	Filtre Bi-Pic1	Avant lavage	1,85	11,5	2,85	2,53	0,42	7	0,00	6,4	0,28
BP-15	Filtre Bi-Pic1	Avant lavage	2,20	12,9	2,99	2,42	0,57	7	0,00	6,3	0,24
BP-16	Affluent Bi-Pic1	Après lavage	0	0,0	3,55	2,54*	1,01*	72	0,04	6,3	0,19
BP-17	Filtre Bi-Pic1	Après lavage	0,49	2,9	3,20	2,55	0,65	11	0,12	6,2	0,22
BP-18	Filtre Bi-Pic1	Après lavage	0,99	5,8	3,11	2,44	0,67	6	0,00	6,3	0,28
BP-19	Filtre Bi-Pic1	Après lavage	1,99	11,7	2,92	2,38	0,54	6	0,00	6,4	0,28
BP-110	Filtre Bi-Pic1	Après lavage	2,24	13,2	2,86	2,36	0,50	6	0,00	6,3	0,25
BP-21	Affluent Bi-Pic2	Avant lavage	0	0,0	3,73	2,57*	1,16*	68	0,08	6,3	0,42
BP-22	Filtre Bi-Pic2	Avant lavage	0,40	2,4	3,27	2,57	0,70	12	0,00	6,3	0,50
BP-23	Filtre Bi-Pic2	Avant lavage	0,90	5,3	3,12	2,54	0,58	7	0,00	6,3	0,52
BP-24	Filtre Bi-Pic2	Avant lavage	1,90	11,2	3,00	2,48	0,52	8	0,00	6,4	0,54
BP-25	Filtre Bi-Pic2	Avant lavage	2,15	12,6	2,92	2,37	0,56	3	0,00	6,3	0,54
BP-26	Affluent Bi-Pic2	Après lavage	0	0,0	3,60	2,48*	1,12*	70	0,06	6,2	0,43
BP-27	Filtre Bi-Pic2	Après lavage	0,43	2,5	3,13	2,48	0,65	6	0,00	6,2	0,50
BP-28	Filtre Bi-Pic2	Après lavage	0,93	5,5	3,00	2,42	0,58	6	0,00	6,2	0,53
BP-29	Filtre Bi-Pic2	Après lavage	1,93	11,4	2,91	2,38	0,53	6	0,00	6,3	0,54
BP-210	Filtre Bi-Pic2	Après lavage	2,18	12,8	2,90	2,36	0,54	6	0,00	6,1	0,51

* valeurs estimées (ajout de thiosulfate en excès)

Note: composés TCAN et DEAN non-déetectables; concentration de DCP près de la limite de détection
pH eau décantée: 6,6 et température eau décantée: 16,5 °C
[O₃] dans l'air ozanné: 2,16% poids/poids

O₃ appliqué co. #1 d'O₃:

2,36 mg/l

O₃ appliqué co. #2 d'O₃:

0,45 mg/l

Quantité d'azote ajoutée: 0,37 mg/l N de NO₃ (2,66 mg/l KNO₃ à 13,89 % de NO₃)

Quantité de phosphore ajoutée: 0,082 mg/l P de HPO₄ 2- (0,360 mg/l de KH₂PO₄)

Vitesse de filtration Bi-Pic1:

10,2 m/h

Vitesse de filtration Bi-Pic2:

10,2 m/h

Niveau filtre Bi-Pic1 (avant lavage):

2,20 m

Niveau filtre Bi-Pic2 (avant lavage):

2,15 m

Niveau filtre Bi-Pic1 (après lavage):

2,24 m

Niveau filtre Bi-Pic2 (après lavage):

2,18 m

Résultats de l'échantillonage du 14/09/94 (suite)
 Essai #10: Profil comparatif entre BI-Pic1 et BI-Pic2 (BI-Pic2 avec ajout de nitrates et de phosphates) avant et après lavage

Sulfates SO4 2- (mg/l)	Oxalate (mg/l)	Phosphates HPO4 2- (mg/l P)	Chlore appliquée (mg/l)	b + Di (mg/l)	k V/(mg·h)	Demande en chlore 24 h (mg/l)		Demande en chlore 168 h (mg/l)		Précurseurs CHCl3 (ug/l)		Précurseurs CHCl2Br (ug/l)		Précurseurs DCAN (ug/l)	
						4 h (mg/l)	24 h (mg/l)	4 h (mg/l)	168 h (mg/l)	115	115	115	115	115	115
26,4	0,39	0,000	7,40	6,33	5,8803E-03	2,83	4,11	5,92	146	4,0	4,6				
26,1	0,07	0,000	6,00	4,99	6,1295E-03	1,58	2,63	4,59	129	3,6	4,3				
26,5	0,08	0,000	6,00	4,61	5,7508E-03	1,39	2,57	4,28	121	3,4	2,8				
26,9	0,18	0,000	6,00	4,27	5,1191E-03	1,25	2,30	3,96	115	3,3	2,8				
26,9	0,11	0,000	6,00	4,09	5,9748E-03	1,23	2,35	3,89	115	3,5	2,1				
26,5	0,36	0,000	7,40	6,07	6,9828E-03	2,81	4,17	5,82	149	4,2	3,1				
26,6	0,08	0,000	6,00	4,49	6,4540E-03	1,52	2,69	4,25	132	2,8	2,8				
26,8	0,18	0,000	6,00	4,12	7,5241E-03	1,41	2,62	4,00	134	3,1	2,7				
26,9	0,13	0,000	6,00	3,91	8,4735E-03	1,18	2,53	3,84	131	3,4	2,9				
26,7	0,11	0,000	6,00	3,88	7,0437E-03	1,28	2,42	3,77	118	3,0	2,2				
26,4	0,38	0,024	7,40	6,33	6,4820E-03	2,70	4,14	5,97	155	4,2	2,8				
26,3	0,15	0,016	6,00	4,85	5,3024E-03	1,55	2,66	4,41	130	3,6	2,6				
26,5	0,07	0,013	6,00	4,35	5,6602E-03	1,20	2,38	4,07	125	3,8	2,6				
26,8	0,11	0,000	6,00	4,10	6,5267E-03	1,14	2,38	3,93	119	3,6	2,1				
26,5	0,11	0,042	6,00	4,15	4,8569E-03	1,21	2,21	3,84	120	3,8	2,3				
26,2	0,39	0,029	7,40	6,12	6,9750E-03	2,91	4,23	5,86	143	3,8	3,1				
26,0	0,12	0,021	6,00	4,28	7,1839E-03	1,39	2,64	4,12	85	2,5	2,7				
26,5	0,16	0,037	6,00	4,13	6,1286E-03	1,46	2,50	3,94	124	3,4	2,8				
27,0	0,13	0,000	6,00	3,96	5,6351E-03	1,23	2,27	3,76	120	3,5	2,5				
26,3	0,09	0,035	6,00	3,79	7,7473E-03	1,03	2,36	3,71	115	3,3	2,1				

Résultats de l'échantillonage du 14/09/94 (suite)
 Essai #10: Profil comparatif entre Bi-Pic1 et Bi-Pic2 (Bi-Pic2 avec ajout de nitrates et de phosphates) avant et après lavage

Précurseurs	Précurseurs CP (ug/l)	Précurseurs CHClBr2 (ug/l)	Précurseurs TCP (ug/l)	Précurseurs AMCA (ug/l)	Précurseurs AMBA (ug/l)	Précurseurs ADCAs (ug/l)	Précurseurs ATCA (ug/l)	Formaldéhyde (ug/l)	Acétaldéhyde (ug/l)	Glyoxal (ug/l)	Méthyl Glyoxal (ug/l)	Numéro
6,9	0,9	10,9	23,2	0,6	57	50	23,6	3,9	14,3	13,7	1,2	BP-11
5,5	0,9	9,9	16,4	0,4	49	52	6,4	1,2	6,8	5,0	2,0	BP-12
3,9	0,9	8,2	15,9	0,5	47	49	3,1	0,8	2,2	1,4	1,4	BP-13
2,6	0,9	6,6	13,1	0,6	43	47	3,5	0,7	2,0	1,4	1,4	BP-14
2,5	0,9	7,4	13,7	0,7	43	40	3,1	0,8	1,7	1,2	1,2	BP-15
6,5	0,9	9,3	25,9	1,2	66	58	22,4	3,3	10,7	9,5	3,2	BP-16
5,2	0,8	7,7	17,2	1,1	51	48	3,2	0,9	3,2	2,0	1,3	BP-17
4,2	0,8	8,7	16,2	1,1	52	41	3,1	0,7	2,0	1,1	1,1	BP-18
2,8	0,8	6,8	15,2	1,1	48	43	2,8	0,7	1,6	1,0	1,0	BP-19
2,6	0,8	7,4	12,6	1,5	46	53	2,6	0,8	1,5	1,0	1,0	BP-110
7,2	0,8	10,7	24,3	1,3	68	65	20,5	3,5	10,9	10,2	5,1	BP-21
5,4	0,8	7,8	15,2	1,3	52	57	5,4	1,0	6,6	5,1	2,3	BP-22
3,6	0,8	8,1	15,1	1,1	49	52	2,8	0,7	2,3	1,5	1,5	BP-23
2,6	0,8	6,9	12,8	1,1	45	49	2,5	0,7	1,8	1,2	1,2	BP-24
2,6	0,8	6,4	14,0	1,0	46	48	2,8	0,8	2,0	1,3	1,3	BP-25
7,4	0,8	10,0	23,0	1,2	68	80	21,0	3,2	12,3	11,6	2,3	BP-26
4,0	0,7	6,6	14,0	1,2	48	64	3,2	0,7	3,3	1,5	1,2	BP-27
4,0	0,7	7,0	15,3	1,4	48	58	3,3	0,7	1,7	1,1	1,1	BP-28
3,0	0,7	5,9	12,7	1,1	45	52	2,9	0,6	1,6	1,1	1,1	BP-29
2,9	0,7	6,1	12,6	1,3	45	52	2,3	0,6	1,6	1,0	1,0	BP-210

Résultats de l'échantillonnage du 94/10/05

Essai #11: Profil comparatif entre Bi-Pic1 et Mono-Pic avant et après lavage

Numéro	Traitement	Temps de prélevement	Profondeur dans le filtre (m)	Temps de contact (min.)	COD (mg/l C)	COR (mg/l C)	CODB (mg/l C)	Ammoniaque NH3 (ug/l N)	Formate HCOO- (mg/l)	Chlorures Cl- (mg/l)
BP-11	Affluent Bi-Pic1	Avant lavage	0	0,0	3,27	2,46*	0,81*	75	0,03	6,4
BP-12	Filtre Bi-Pic1	Avant lavage	0,47	2,8	3,04	2,48	0,58	25	0,00	6,5
BP-13	Filtre Bi-Pic1	Avant lavage	0,97	5,7	3,03	2,43	0,60	7	0,00	6,2
BP-14	Filtre Bi-Pic1	Avant lavage	1,97	11,7	2,80	2,38	0,42	6	0,00	6,3
BP-15	Filtre Bi-Pic1	Avant lavage	2,22	13,2	2,81	2,39	0,42	3	0,00	6,3
BP-16	Affluent Bi-Pic1	Avant lavage	0	0,0	3,31	2,47*	0,84*	86	0,02	6,3
BP-17	Filtre Bi-Pic1	Après lavage	0,50	3,0	3,10	2,47	0,63	28	0,00	6,3
BP-18	Filtre Bi-Pic1	Après lavage	1,00	5,9	2,90	2,37	0,53	2	0,00	6,4
BP-19	Filtre Bi-Pic1	Après lavage	2,00	11,9	2,86	2,36	0,50	4	0,00	6,3
BP-110	Filtre Bi-Pic1	Après lavage	2,25	13,4	2,80	2,40	0,40	5	0,00	6,3
MP-1	Affluent Mono-Pic	Avant lavage	0	0,0	2,93	2,43	0,50	76	0,00	6,3
MP-2	Filtre Mono-Pic	Avant lavage	0,58	3,5	2,94	2,37	0,57	7	0,00	6,3
MP-3	Filtre Mono-Pic	Avant lavage	1,06	6,6	2,74	2,34	0,40	3	0,00	6,5
MP-4	Filtre Mono-Pic	Avant lavage	1,81	11,3	2,72	2,30	0,42	4	0,00	6,3
MP-5	Filtre Mono-Pic	Avant lavage	2,06	12,9	2,68	2,27	0,39	5	0,00	6,3
MP-6	Affluent Mono-Pic	Après lavage	0	0,0	3,11	2,43	0,68	90	0,00	6,3
MP-7	Filtre Mono-Pic	Après lavage	0,58	3,5	2,87	2,40	0,47	18	0,00	6,3
MP-8	Filtre Mono-Pic	Après lavage	1,06	6,6	2,91	2,38	0,53	3	0,00	6,3
MP-9	Filtre Mono-Pic	Après lavage	1,81	11,3	2,80	2,33	0,47	6	0,00	6,4
MP-10	Filtre Mono-Pic	Après lavage	2,06	12,9	2,70	2,27	0,43	2	0,02	6,3

* valeurs estimées (ajout de thiosulfate en excès)

Note: composés NO2- non-détectables; concentration de DCP, TCAN, CHCl2Br, CHClBr2, CHBr3 et AMBA près de la limite de détection

pH eau décantée: 6,6 et température eau décantée: 12,0 °C

[O3] dans l'air ozoné: 1,64% poids/poids

O3 appliqué col.#1 d'O3: 1,59 mg/l

O3 appliqué col.#2 d'O3: 0,41 mg/l

Vitesse de filtration Bi-Pic1: 10,1 m/h

Vitesse de filtration Mono-Pic: 9,6 m/h

Niveau filtre Bi-Pic1 (avant lavage): 2,22 m

Niveau filtre Mono-Pic (avant lavage): 2,06 m

Niveau filtre Bi-Pic1 (après lavage): 2,25 m

Niveau filtre Mono-Pic (après lavage): 2,06 m

Résultats de l'échantillonage du 94/10/05 (suite)

Essai #11: Profil comparatif entre Bi-Pic1 et Mono-Pic avant et après lavage

Nitrates NO3- (mg/l N)	Sulfates SO4 2- (mg/l)	Oxalate C2O4 2- (mg/l)	Phosphates HPO4 2- (mg/l P)	Chlore appliqué (mg/l)	b + DI (mg/l)	k l/(mg²·h)	Demande en chlore 4 h (mg/l)	Demande en chlore 24 h (mg/l)	Demande en chlore 168 h (mg/l)	Précurseurs CHCl3 (µg/l)
0,19	27,0	0,21	0,04	7,20	5,66	6,8296E-03	2,32	3,72	5,43	133
0,24	26,5	0,20	0,03	6,00	4,72	5,8691E-03	1,55	2,69	4,38	118
0,25	26,8	0,11	0,03	6,00	4,11	5,8400E-03	0,92	2,19	3,89	65
0,27	27,1	0,11	0,03	6,00	3,87	5,4481E-03	1,08	2,13	3,67	72
0,27	27,1	0,12	0,03	6,00	3,82	5,5309E-03	0,93	2,05	3,63	78
0,19	27,2	0,27	0,03	7,20	5,84	5,9019E-03	2,62	3,81	5,52	124
0,26	27,1	0,15	0,03	6,00	4,55	6,0583E-03	1,53	2,65	4,27	112
0,27	26,7	0,11	0,03	6,00	4,12	5,9212E-03	1,12	2,30	3,91	119
0,28	26,9	0,12	0,03	6,00	3,97	5,68956E-03	1,07	2,19	3,77	100
0,28	27,1	0,11	0,03	6,00	3,81	5,5574E-03	1,13	2,15	3,63	103
0,19	26,8	0,10	0,03	7,20	5,01	6,7432E-03	2,05	3,38	4,89	128
0,26	27,0	0,11	0,03	6,00	3,78	7,0575E-03	1,05	2,28	3,68	114
0,27	27,0	0,11	0,03	6,00	3,64	6,7147E-03	0,92	2,13	3,54	109
0,27	26,8	0,11	0,00	6,00	3,57	6,2864E-03	0,94	2,06	3,46	106
0,28	27,2	0,09	0,01	6,00	3,58	6,1045E-03	0,93	2,04	3,46	105
0,19	26,9	0,11	0,03	7,20	5,05	6,7527E-03	2,31	3,49	4,93	121
0,26	27,1	0,11	0,03	6,00	3,90	6,4601E-03	1,13	2,30	3,76	116
0,28	26,7	0,11	0,03	6,00	3,67	6,7709E-03	0,97	2,18	3,57	101
0,28	26,6	0,15	0,02	6,00	3,58	5,3545E-03	1,05	2,01	3,42	103
0,28	26,8	0,10	0,01	6,00	3,50	6,5993E-03	0,91	2,06	3,41	101

Résultats de l'échantillonnage du 94/10/05 (suite)

Essai #11: Profil comparatif entre Bi-Pic1 et Mono-Pic avant et après lavage

Précureurs DCAN (ug/l)	Précureurs CP (ug/l)	Précureurs TCP (ug/l)	Précureurs AMCA (ug/l)	Précureurs ADCA (ug/l)	Précureurs ATCA (ug/l)	Formaldéhyde (ug/l)	Acétaldéhyde (ug/l)	Glyoxal (ug/l)	Méthyl Glyoxal (ug/l)	Numéro
2,5	5,6	8,5	7,4	60	54	26,2	4,0	7,9	7,6	BP-11
2,8	4,5	7,2	13,2	50	49	7,2	1,4	4,0	3,2	BP-12
2,0	2,6	6,2	9,9	46	47	4,0	0,9	3,7	2,6	BP-13
1,7	2,1	6,5	9,9	42	43	2,8	0,8	1,6	1,3	BP-14
2,3	1,9	6,2	9,1	41	43	2,5	0,9	1,4	1,1	BP-15
2,4	5,8	8,3	21,9	61	59	33,0	4,3	18,5	16,8	BP-16
2,7	4,5	6,6	13,0	50	56	4,0	1,1	3,8	2,4	BP-17
2,4	3,5	6,7	14,1	48	64	2,4	0,9	1,9	1,2	BP-18
2,7	2,4	6,3	9,8	44	63	1,7	0,8	1,3	0,9	BP-19
2,2	2,2	6,0	9,2	43	51	1,9	0,8	1,2	0,8	BP-110
2,4	5,2	6,2	13,0	48	67	2,7	0,9	2,7	1,4	MP-1
2,4	3,4	6,6	8,1	44	54	1,6	0,8	1,1	0,8	MP-2
2,2	2,5	5,8	9,0	41	57	1,6	0,8	1,1	0,8	MP-3
2,0	1,9	6,0	6,6	39	52	1,4	0,7	0,9	0,7	MP-4
2,1	1,8	6,1	1,4	38	47	1,6	0,7	0,9	0,7	MP-5
2,3	5,2	6,5	9,7	48	62	2,4	0,7	2,2	1,1	MP-6
2,5	3,4	6,5	9,1	43	58	1,5	0,8	1,1	0,8	MP-7
2,1	2,4	5,7	6,5	42	53	1,6	0,8	1,0	0,7	MP-8
2,1	1,9	5,8	8,5	40	54	1,3	0,7	0,9	0,7	MP-9
2,4	1,8	6,4	6,8	38	51	1,2	0,7	0,8	0,6	MP-10

Résultats de l'échantillonnage du 94/10/19

Essai #12: Effet de l'ajout d'azote ammoniacal et de phosphate dans l'affluent du filtre Bi-Pic2

Numéro	Traitement	Temps après l'ajout (min.)	COD (mg/l C)	COR (mg/l C)	CODB (mg/l C)	Ammoniaque NH3 (ug/l N)	Formate HCOO- (mg/l)	Chlorures Cl- (mg/l)	Nitrates NO3- (mg/l N)	Sulfates SO4 2- (mg/l)	Oxalate C2O4 2- (mg/l)	Phosphates HPO4 2- (mg/l P)
AFF-11	Affluent Bi-Pic1	-25	3,32	2,44*	0,88*	89	0,11	6,6	0,20	27,5	0,26	0,01
	Affluent Bi-Pic1	15	3,36	2,44*	0,92*							
AFF-12	Affluent Bi-Pic1	45	3,38	2,44*	0,94*	90	0,08	6,6	0,20	27,5	0,27	0,02
AFF-13	Affluent Bi-Pic1	105	3,23	2,44*	0,79*	89	0,06	6,5	0,20	27,4	0,16	0,02
AFF-14	Affluent Bi-Pic1	165	3,31	2,44*	0,87*	90	0,06	6,5	0,20	27,5	0,22	0,01
	Affluent Bi-Pic2	-25	3,32	2,36*	0,96*							
AFF-21	Affluent Bi-Pic2	15	3,27	2,36*	0,91*	332	0,12	6,5	0,20	28,4	0,19	0,04
AFF-22	Affluent Bi-Pic2	45	3,23	2,36*	0,87*	388	0,07	6,4	0,20	28,4	0,20	0,04
AFF-23	Affluent Bi-Pic2	105	3,23	2,36*	0,87*	389	0,07	6,4	0,20	28,5	0,25	0,02
AFF-24	Affluent Bi-Pic2	165	3,29	2,36*	0,93*	388	0,05	6,5	0,20	28,4	0,19	0,02
BP-11	Effluent Bi-Pic1	-10	2,70	2,45	0,26	5	0,02	6,5	0,31	27,2	0,05	0,00
BP-12	Effluent Bi-Pic1	30	2,92	2,44	0,48	5	0,00	6,5	0,31	27,3	0,06	0,01
BP-13	Effluent Bi-Pic1	60	2,86	2,43	0,43	5	0,00	6,6	0,30	27,5	0,01	0,01
BP-14	Effluent Bi-Pic1	120	2,87	2,43	0,44	6	0,00	6,5	0,31	27,5	0,02	0,02
BP-15	Effluent Bi-Pic1	180	2,85	2,47	0,38	7	0,00	6,5	0,32	27,2	0,01	0,01
BP-21	Effluent Bi-Pic2	-10	2,73	2,38	0,35	5	0,00	6,5	0,31	27,3	0,06	0,00
BP-22	Effluent Bi-Pic2	30	2,72	2,33	0,40	6	0,00	6,5	0,40	28,3	0,04	0,00
BP-23	Effluent Bi-Pic2	60	2,79	2,39	0,40	7	0,00	6,4	0,39	28,6	0,05	0,00
BP-24	Effluent Bi-Pic2	120	2,81	2,33	0,48	102	0,00	6,6	0,43	28,9	0,06	0,00
BP-25	Effluent Bi-Pic2	180	2,78	2,38	0,39	174	0,00	6,6	0,44	28,9	0,05	0,00

* valeurs estimées (ajout de thiosulfate en excès)

Note: NO2-, CHCl2Br et AMBA non-quantifiables;

pH eau décantée: 8,6 et température eau décantée: 10,0 °C

[O3] dans l'air ozonée: 1,63% poids/poids

O3 appliqué col.#1 d'O3: 1,63 mg/l

O3 appliqué col.#2 d'O3: 0,41 mg/l

Quantité d'azote ajoutée: 0,37 mg/l N de NH3 (1,746 mg/l de (NH4)2SO4)

Quantité de phosphore ajoutée: 0,082 mg/l P de HPO4 2- (0,360 mg/l de KH2PO4)

Résultats de l'échantillonage du 94/10/19 (suite)

Essai #12: Effet de l'ajout d'azote ammoniacal et de phosphate dans l'affluent du filtre Bi-Pic2

Chlore appliqu ^é (mg/l)	b + DI (mg/l)	k l/(mg ² h)	Demande en chlore 4 h (mg/l)	Demande en chlore 24 h (mg/l)	Demande en chlore 168 h (mg/l)	Précureurs CHCl3 (ug/l)	Précureurs TCAN (ug/l)	Précureurs DCAN (ug/l)	Précureurs DCP (ug/l)	Précureurs CP (ug/l)	Précureurs CHClBr2 (ug/l)
6,60	5,50	8,4301E-03	2,71	3,88	5,29	114,5	1,5	3,0	0,4	5,6	0,5
6,60	5,46	9,8328E-03	2,65	3,96	5,31	116,0	1,5	2,9	0,4	5,7	0,5
6,60	5,59	8,0430E-03	2,75	3,90	5,34	113,5	1,4	3,1	0,4	5,8	0,4
6,60	5,72	7,8282E-03	2,71	3,90	5,42	119,3	1,3	3,1	0,3	5,8	0,5
6,60	12,95	4,6725E-03	5,11	5,86	6,60	93,0	1,9	3,9	1,6	5,5	0,6
6,60	7,32	3,2483E-02	5,52	6,17	6,60	81,8	2,8	3,3	2,2	5,4	0,8
6,60	7,24	3,5897E-02	5,51	6,18	6,60	79,8	2,6	3,0	2,1	5,4	0,7
6,60	7,06	4,7227E-02	5,46	6,21	6,60	78,9	2,8	3,5	2,1	5,1	0,7
5,60	3,67	7,9613E-03	0,89	2,20	3,57	109,5	1,7	2,1	0,4	2,8	0,5
5,60	3,74	8,8783E-03	1,07	2,18	3,59	98,1	2,0	2,4	0,4	2,8	0,5
5,60	3,69	6,6956E-03	1,11	2,16	3,54	95,5	0,5	1,9	0,3	1,8	0,3
5,60	3,73	6,8240E-03	1,11	2,19	3,58	91,8	0,3	2,0	0,2	1,9	0,3
5,60	3,99	5,2631E-03	1,19	2,14	3,68	95,5	0,4	1,9	0,3	2,1	0,4
5,60	3,61	6,8910E-03	1,06	2,13	3,48	93,3	0,2	1,6	0,2	1,9	0,4
5,60	3,52	7,3289E-03	1,09	2,16	3,42	78,9	0,2	1,5	0,3	2,1	0,5
5,60	3,70	5,5600E-03	1,16	2,07	3,48	99,6	1,3	2,0	0,4	2,5	0,6
5,60	4,66	6,8390E-03	2,27	3,06	4,34	88,2	1,1	2,1	0,4	2,6	0,5
5,60	5,67	6,8542E-03	2,97	3,69	4,96	93,5	2,0	3,1	0,5	2,7	0,7

Résultats de l'échantillonnage du 94/10/19 (suite)

Essai #12: Effet de l'ajout d'azote ammoniacal et de phosphate dans l'affluent du filtre BI-Pic2

Précureurs TCP (ug/l)	Précureurs CHBr3 (ug/l)	Précureurs DBAN (ug/l)	Précureurs AMCA (ug/l)	Précureurs ADCA (ug/l)	Précureurs ATCA (ug/l)	Formaldéhyde (ug/l)	Acétaldéhyde (ug/l)	Glyoxal (ug/l)	Méthyl Glyoxal (ug/l)	Numéro
9,0	0,2	0,2	8,0	52,4	47,3	26,7	3,89	10,0	8,9	AFF-11
8,0	0,2	0,2	9,2	51,7	46,2	25,8	3,91	9,9	8,5	AFF-12
8,5	0,2	0,2	7,4	51,7	48,2	28,1	3,84	9,4	7,7	AFF-13
7,4	0,2	0,2	7,2	51,3	46,4	24,8	3,79	9,7	8,8	AFF-14
7,9	0,2	0,2	5,1	35,6	31,7	23,9	3,79	8,6	7,4	AFF-21
8,3	0,2	0,2	3,0	29,7	29,8	23,6	3,67	9,3	7,3	AFF-22
8,5	0,2	0,2	2,8	30,3	24,6	23,4	3,72	8,3	7,1	AFF-23
8,8	0,2	0,2	3,7	31,2	20,8	22,7	3,67	9,6	8,2	AFF-24
6,3	0,2	0,2	2,7	39,1	53,9	1,9	0,80	1,2	0,8	BP-11
5,0	0,2	0,2	1,0	37,8	51,0	2,8	0,81	1,2	1,0	BP-12
5,5	0,2	0,2	3,1	39,2	52,3	2,1	0,74	1,0	0,8	BP-13
5,6	0,3	0,2	2,1	36,4	47,6	2,0	0,81	1,0	0,8	BP-14
5,5	0,2	0,2	0,0	41,8	52,0	2,5	0,67	0,9	0,6	BP-15
4,3	0,3	0,2	0,5	40,4	42,1	2,0	0,68	0,8	0,8	BP-21
4,5	0,3	0,2	0,0	40,8	44,6	3,0	0,68	1,2	1,0	BP-22
5,0	0,2	0,2	0,0	38,7	50,1	3,0	0,72	1,3	1,0	BP-23
4,5	0,3	0,2	0,0	39,3	39,6	1,6	0,70	0,7	0,6	BP-24
5,2	0,2	0,2	0,0	37,1	41,3	2,1	0,62	0,7	0,7	BP-25

Résultats de l'échantillonage du 94/11/02

Essai #13: Profil comparatif entre Bi-Pic1 et Bi-Pic2 (Bi-Pic2 avec azote ammoniacal) avant et après lavage

Numéro	Traitement	Temps de prélevement	Profondeur dans le filtre (m)	Temps de contact (min.)	COD (mg/l C)	COR	CODB (mg/l C)	Ammoniaque NH3 (ug/l N)	Formate HCOO- (mg/l)	Chlorures Cl- (mg/l)	Nitrates NO3- (mg/l N)	Sulfates SO4 2- (mg/l)
BP-11	Affluent Bi-Pic1	Avant lavage	0	0,0	3,18	2,54*	0,64*	106	0,12	6,4	0,23	27,7
BP-12	Filtre Bi-Pic1	Avant lavage	0,48	2,8	3,05	2,54	0,51	54	0,07	6,4	0,28	27,8
BP-13	Filtre Bi-Pic1	Avant lavage	0,88	5,8	2,92	2,45	0,47	11	0,06	6,4	0,33	27,5
BP-14	Filtre Bi-Pic1	Avant lavage	1,98	11,6	2,86	2,44	0,42	5	0,05	6,4	0,34	27,5
BP-15	Filtre Bi-Pic1	Avant lavage	2,23	13,1	2,82	2,39	0,43	7	0,02	6,4	0,35	27,7
BP-16	Affluent Bi-Pic1	Après lavage	0	0,0	3,18	2,58*	0,60*	109	0,11	6,4	0,23	27,8
BP-17	Filtre Bi-Pic1	Après lavage	0,49	2,9	2,99	2,58	0,41	51	0,05	6,4	0,29	28,0
BP-18	Filtre Bi-Pic1	Après lavage	0,99	5,8	2,93	2,60	0,43	9	0,00	6,4	0,33	27,7
BP-19	Filtre Bi-Pic1	Après lavage	1,99	11,7	2,83	2,41	0,42	2	0,00	6,4	0,35	28,0
BP-110	Filtre Bi-Pic1	Après lavage	2,24	13,2	2,77	2,39	0,38	2	0,00	6,5	0,34	27,6
BP-21	Affluent Bi-Pic2	Avant lavage	0	0,0	3,22	2,54*	0,68*	445	0,12	6,3	0,23	28,9
BP-22	Filtre Bi-Pic2	Avant lavage	0,38	2,3	2,99	2,54	0,45	263	0,05	6,3	0,43	28,9
BP-23	Filtre Bi-Pic2	Avant lavage	0,88	5,3	2,90	2,42	0,48	154	0,05	6,2	0,54	28,9
BP-24	Filtre Bi-Pic2	Avant lavage	1,88	11,3	2,78	2,37	0,41	57	0,05	6,2	0,61	28,9
BP-25	Filtre Bi-Pic2	Avant lavage	2,13	12,8	2,82	2,38	0,44	34	0,03	6,2	0,63	28,9
BP-26	Affluent Bi-Pic2	Après lavage	0	0,0	3,20	2,47*	0,73*	444	0,07	6,2	0,23	28,8
BP-27	Filtre Bi-Pic2	Après lavage	0,40	2,4	2,89	2,47	0,42	250	0,00	6,3	0,43	29,0
BP-28	Filtre Bi-Pic2	Après lavage	0,80	5,4	2,96	2,46	0,60	137	0,00	6,3	0,52	29,2
BP-29	Filtre Bi-Pic2	Après lavage	1,90	11,4	2,80	2,38	0,42	3	0,00	6,2	0,67	28,7
BP-210	Filtre Bi-Pic2	Après lavage	2,15	12,9	2,68	2,30	0,38	0	0,00	6,3	0,62	29,0

* valeurs estimées (ajout de thiosulfate en excès)

Note: composés NO2- non-détectables; concentrations de TCAN et de AMBA près de la limite de détection

pH eau décantée: 6,6 et température eau décantée: 9,0 °C

(O3) dans l'air ozoné: 1,48% poids/poids

O3 appliqué col.#1 d'O3: 1,51 mg/l

O3 appliqué col.#2 d'O3: 0,37 mg/l

Quantité d'azote ajoutée: 0,37 mg/l N de NH3 (1,746 mg/l de (NH4)2SO4)

Quantité de phosphore ajoutée: 0,082 mg/l P de HPO4 2- (0,360 mg/l de KH2PO4)

Vitesse de filtration Bi-Pic1: 10,2 m/h

Vitesse de filtration Bi-Pic2: 10,0 m/h

Niveau filtre Bi-Pic1 (avant lavage): 2,23 m

Niveau filtre Bi-Pic2 (avant lavage): 2,13 m

Niveau filtre Bi-Pic1 (après lavage): 2,24 m

Niveau filtre Bi-Pic2 (après lavage): 2,15 m

Résultats de l'échantillonnage du 94/11/02 (suite)

Essai #13: Profil comparatif entre BI-Pic1 et BI-Pic2 (BI-Pic2 avec azote ammoniacal) avant et après lavage

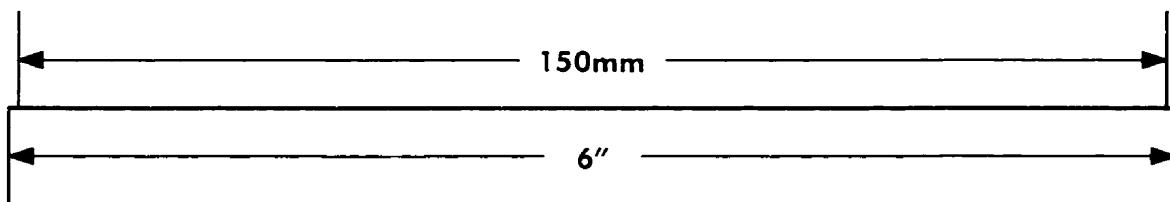
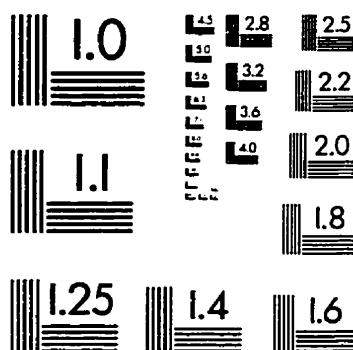
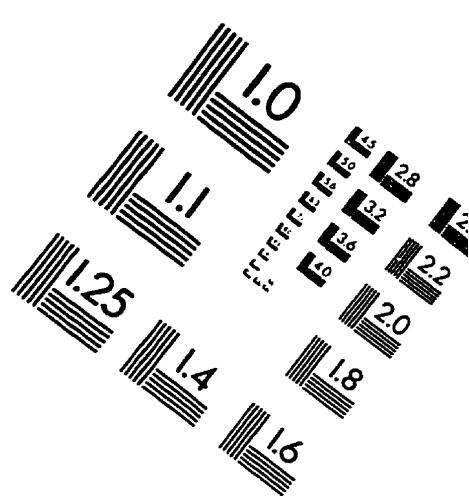
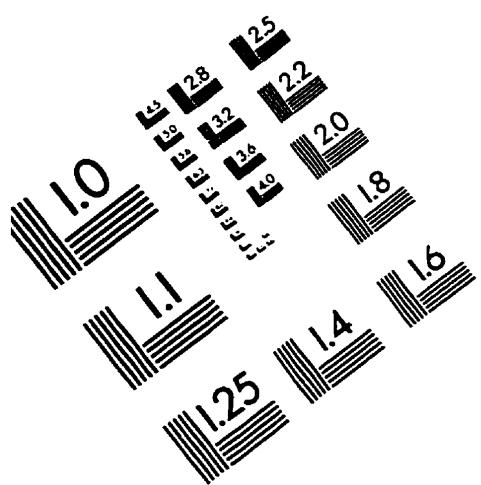
Oxalate C2O4 2- (mg/l)	Phosphates HPO4 2- (mg/l P)	Chlore appliqué (mg/l)	b + DI (mg/l)	k l/(mg·h)	Demande en chlore 4 h (mg/l)	Demande en chlore 24 h (mg/l)	Demande en chlore 168 h (mg/l)	Précursors CHCl3 (ug/l)	Précursors CHCl2Br (ug/l)	Précursors DCAN (ug/l)	Précursors DCP (ug/l)	Précursors CP (ug/l)
0,19	0,000	6,60	5,65	6,2225E-03	2,79	3,75	5,28	132	1,1	5,2	0,2	6,9
0,10	0,000	5,60	4,60	6,4648E-03	1,89	2,81	4,25	118	1,1	5,4	0,2	5,1
0,13	0,000	5,60	4,00	6,8544E-03	1,31	2,27	3,74	115	1,0	4,3	0,1	4,2
0,10	0,000	5,60	3,67	6,4850E-03	1,00	1,98	3,44	108	1,0	4,0	0,4	3,1
0,10	0,000	5,60	3,71	5,4667E-03	0,99	1,97	3,47	98	1,4	3,2	0,1	2,9
0,19	0,000	6,60	5,45	6,9077E-03	2,78	3,75	5,17	126	1,0	5,3	0,1	6,1
0,18	0,000	5,60	4,32	7,1618E-03	1,82	2,75	4,09	104	1,6	3,8	0,1	4,9
0,12	0,000	5,60	3,88	6,4883E-03	1,24	2,28	3,67	87	1,9	2,9	0,1	3,9
0,11	0,000	5,60	3,51	6,6895E-03	0,98	2,02	3,38	100	0,9	3,4	0,1	3,0
0,09	0,000	5,60	3,50	6,2489E-03	0,98	1,98	3,35	74	2,9	2,1	0,1	2,8
0,20	0,063	6,60	6,86	7,3311E-02	5,65	6,30	6,60	73	1,5	4,6	2,3	5,4
0,16	0,052	5,60	8,45	4,9418E-03	3,81	4,43	5,48	101	1,3	7,1	0,2	4,9
0,11	0,050	5,60	4,87	9,6806E-03	2,78	3,54	4,64	110	1,1	6,3	0,1	3,8
0,10	0,042	5,60	4,27	4,2600E-03	1,83	2,45	3,80	105	1,2	3,0	0,0	0,9
0,10	0,039	5,60	4,13	3,8838E-03	1,59	2,22	3,63	105	1,1	3,3	0,0	2,1
0,18	0,068	6,60	7,17	3,9721E-02	5,55	6,20	6,60	74	5,8	5,8	1,4	3,7
0,12	0,055	5,60	6,00	1,0642E-02	3,63	4,31	5,31	115	1,3	1,3	0,0	2,8
0,12	0,048	5,60	4,56	1,1053E-02	2,61	3,44	4,44	117	1,3	1,3	0,0	2,6
0,10	0,021	5,60	3,81	3,3171E-03	1,31	1,89	3,29	108	1,1	1,1	0,0	1,7
0,10	0,024	5,60	3,72	3,5938E-03	1,33	1,92	3,28	102	14,3	14,3	0,0	1,6

Résultats de l'échantillonage du 94/11/02 (suite)

Essai #13: Profil comparatif entre BI-Pic1 et BI-Pic2 (BI-Pic2 avec azote ammoniacal) avant et après lavage

Précureurs CHClBr ₂ (ug/l)	Précureurs TCP (ug/l)	Précureurs CHBr ₃ (ug/l)	Précureurs DBAN (ug/l)	Précureurs AMCA (ug/l)	Précureurs ADCA (ug/l)	Précureurs ATCA (ug/l)	Formaldéhyde (ug/l)	Acétaaldéhyde (ug/l)	Glyoxal (ug/l)	Méthyl Glyoxal (ug/l)	Numéro
0,6	11,3	0,09	0,09	2,7	60,5	52,9	28,4	4,17	10,4	11,0	BP-11
0,6	9,8	0,14	0,15	2,2	50,7	52,0	7,5	1,59	5,4	5,0	BP-12
0,7	9,2	0,16	0,16	1,6	44,8	48,6	2,6	1,12	3,1	2,4	BP-13
0,7	7,0	0,16	0,16	1,5	39,9	44,2	2,2	0,96	1,6	1,5	BP-14
0,6	7,2	0,15	0,16	1,1	39,0	42,9	3,3	0,99	1,8	1,6	BP-15
0,6	10,5	0,09	0,09	2,0	58,0	53,5	22,8	4,20	10,9	11,9	BP-16
0,5	8,6	0,15	0,16	2,3	45,5	50,4	5,1	1,48	4,4	3,9	BP-17
0,4	7,1	0,15	0,16	1,1	40,8	47,6	2,4	1,19	2,3	2,0	BP-18
0,5	6,5	0,14	0,15	1,6	39,7	44,6	1,7	1,21	1,5	1,4	BP-19
0,5	6,9	0,17	0,18	2,1	38,0	45,8	1,8	1,24	1,5	1,5	BP-110
0,8	10,9	0,09	0,09	1,3	26,0	19,1	22,8	4,13	10,7	11,9	BP-21
0,8	8,0	0,13	0,13	2,1	38,1	35,6	4,4	1,59	4,2	3,8	BP-22
0,7	7,4	0,12	0,12	1,5	42,8	44,4	2,9	1,31	2,1	1,7	BP-23
0,3	6,8	0,12	0,13	1,4	38,8	45,1	3,0	1,06	1,4	1,3	BP-24
0,6	7,4	0,13	0,13	1,3	39,2	41,6	2,7	0,95	1,4	1,5	BP-25
0,6	8,6	0,13	0,13	1,5	32,0	20,1	21,3	3,82	8,2	8,8	BP-26
0,6	7,7	0,12	0,12	1,8	37,2	30,7	2,8	1,07	2,4	2,0	BP-27
0,7	7,7	0,13	0,13	1,9	39,4	31,4	2,2	0,92	1,5	1,3	BP-28
0,6	5,5	0,13	0,13	1,1	37,2	35,5	2,1	0,87	1,5	1,3	BP-29
0,7	7,5	0,31	0,31	1,4	36,5	33,3	1,9	0,86	1,7	1,3	BP-210

IMAGE EVALUATION
TEST TARGET (QA-3)



APPLIED IMAGE, Inc
1653 East Main Street
Rochester, NY 14609 USA
Phone: 716/482-0300
Fax: 716/288-5989

© 1993, Applied Image, Inc.. All Rights Reserved

