

INFORMATION TO USERS

This manuscript has been reproduced from the microfilm master. UMI films the text directly from the original or copy submitted. Thus, some thesis and dissertation copies are in typewriter face, while others may be from any type of computer printer.

The quality of this reproduction is dependent upon the quality of the copy submitted. Broken or indistinct print, colored or poor quality illustrations and photographs, print bleedthrough, substandard margins, and improper alignment can adversely affect reproduction.

In the unlikely event that the author did not send UMI a complete manuscript and there are missing pages, these will be noted. Also, if unauthorized copyright material had to be removed, a note will indicate the deletion.

Oversize materials (e.g., maps, drawings, charts) are reproduced by sectioning the original, beginning at the upper left-hand corner and continuing from left to right in equal sections with small overlaps.

ProQuest Information and Learning
300 North Zeeb Road, Ann Arbor, MI 48106-1346 USA
800-521-0600

UMI[®]

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

OPTIMISATION ET MODÉLISATION DE LA FILTRATION DIRECTE
DES EAUX POTABLES

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

THÈSE PRÉSENTÉE EN VUE DE L'OBTENTION
DU DIPLÔME DE PHILOSOPHIAE DOCTOR (Ph.D.)
(GÉNIE CIVIL)
MAI 2002

© Maurice Tchio, 2002.



**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.

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 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.

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.

0-612-73436-6

Canada

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Cette thèse intitulée :

OPTIMISATION ET MODÉLISATION DE LA FILTRATION DIRECTE
DES EAUX POTABLES

présentée par : TCHIO Maurice

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

M. KOUDJONOU Boniface, Ph.D., membre et codirecteur de recherche

M. CLÉMENT Bernard, Ph.D., membre

M. MONETTE Frédéric, Ph.D., membre

À mes deux enfants :

Sheila Christèle Tsague TCHIO

Steve Luther Ngouffo TCHIO

À ma chère épouse

Pascaline Maffo TCHINDA

À mes chers parents qui ont vécu et qui sont morts sans aller à l'école occidentale :

Mme Christine NGOUFFO

M. Mamadou Tagueffo TCHINDA

À toutes les pensées positives qui m'ont toujours donné le courage de continuer, de ne jamais m'arrêter et de toujours chercher à me surpasser, nonobstant les difficultés de la vie. Parmi ces dernières :

- 1) « *Des coups bas, ou hauts, ou dans le dos, qui ne tuent pas, fatiguent* »
- 2) « *Dans un acte d'injustice, il vaut mieux être victime que bourreau* »
- 3) « *Quand autrui me fait un geste positif, quel que infime qu'il soit, je le vois infiniment grand. Quand je fais un geste positif à autrui, quel que grand qu'il soit, je le trouve minuscule* »
- 4) « *On ne peut empêcher l'eau de passer (ou une banane de mûrir), on peut seulement l'empêcher de passer à un endroit précis (de mûrir avant un certain temps)* »
- 5) « *Nous connaissons tout du passé, mais nous ne pouvons rien y modifier. Nous ne savons rien du futur, cependant, nous pouvons le **BÂTIR*** »

REMERCIEMENTS

J'aimerais tout d'abord remercier sincèrement mon directeur de recherche, madame Michèle Prévost, qui a su me guider à travers cette thèse qui a été, pour le moins qu'on puisse dire, très éprouvante. Merci beaucoup Michèle pour la quantité de confiance que tu as placée en moi pour arriver à me confier un projet aussi demandant, pour tes encouragements, tes conseils, ton aide de plusieurs ordres et que sais-je encore! Je tiens également à remercier mon co-directeur de recherche, M. Boniface Koudjonou, qui a supervisé de près cette recherche. Boniface, tu n'as épargné aucun effort pour que cette thèse soit de bonne qualité. Ton esprit scientifique inestimable, ton sens critique, qui te permet de toujours trouver comment parfaire un travail, a été d'un support inestimable pour cette thèse. Ta disponibilité, ton implication dans cette recherche ainsi que les nombreuses heures passées ensemble ont contribué énormément à la réussite de cette thèse. Veuille bien recevoir ici un gros merci officiel. Je remercie également M. Raymond Desjardins pour son apport, également remarquable dans cette thèse. Tes commentaires et corrections ont beaucoup contribué à améliorer ce travail. Mes remerciements vont aussi à la compagnie Vivendi – Us Filter à travers John Meunier Inc pour la contribution substantielle de ses employés. Je ne peux faire une liste exhaustive et pense en particulier au Dr. Chandra Mysore, à M. Alain Gadbois, M. Benoit Gagné, Mme Diane Landry et M. Jean-François Beaudet pour leur collaboration dans cette recherche. Un merci particulier va à Alain Gadbois pour sa remarquable contribution. Il

m'a par exemple fourni beaucoup de support pour l'évaluation des coûts des usines de traitement d'eau potable dans cette thèse. Merci Alain! Parlant de l'évaluation des coûts de construction et d'exploitation des usines, je ne saurais oublier M. Pierre Brisebois qui a notamment contribué à la conception des usines dans la phase de tamisage ainsi qu'à l'évaluation de leurs coûts de béton. Merci Pierre et merci à ta compagnie *Triax*. Parlant de la compagnie *Triax*, je ne saurais passer sous silence le nom de Stéphane Perron qui a procédé à l'automatisation du pilote; automatisation sans laquelle j'aurais été contraint d'abandonner femme et enfants pour élire domicile au pieds du pilote. Merci Stéphane.

J'aimerais aussi marquer ma reconnaissance à M. Denis Allard, technicien senior et M. Patrice Simard, technicien, sans qui le pilote n'aurait jamais été construit et n'aurait jamais été aussi à point qu'il l'a été. À ces deux ainsi qu'à M. Yves Fontaine également technicien, je dis merci pour leur collaboration et leur soutien technique qui ont été indispensables sur le pilote de filtration tout au long de ce projet. Un gros merci va également à Benoit Barbeau pour sa collaboration ainsi que ses précieux conseils et commentaires.

Un autre gros merci en direction de la famille Lengo (Kossi Mawulé). M. Lengo m'a fourni beaucoup de conseils pour le développement de l'interface du logiciel qui accompagne cette thèse. Emmanuel, trouve ici une reconnaissance officielle.

Merci à la Chaire Industrielle CRSNG en Eau Potable de l'École Polytechnique qui a supporté financièrement ce travail ainsi qu'à son équipe dirigée par Mme Michèle Prévost. Le dynamisme et la joie de cette équipe rendent l'environnement de travail très studieux et très agréable. Merci à Mme Julie Philibert, Mme Jacynthe Mailly, Mme Josée Coallier, Mme Julia Baudard, Mme Mélanie Rivard, Mme Marie-Claude Besner, M. Vincent Gauthier, M. Patrick Laurent, Mme France Boisclair. Merci aussi à tous les partenaires de la Chaire Industrielle CRSNG en Eau Potable : Ville de Montréal, ville de Laval, Triax, Vivendi – Us Filter – John Meunier, Le Conseil de Recherche en Science Naturelles et en Génie (CRSNG) du Canada et l'École Polytechnique de Montréal.

Merci à toute l'équipe de *Georgia Institute of Technology* à Atlanta (USA) pour sa collaboration avec la Chaire sur le projet « Filtration TGV ». Je pense notamment au Dr. Appiah Amirtharajah. Vos commentaires et suggestions ont été d'une grande utilité pour ce projet.

Merci à tous mes collègues de l'Université de Douala pour leurs encouragements et leur support moral. Je pense notamment aux Dr. Gilbert Bande, Jean Pierre Kenne, Léandre Nneme Nneme, Jean-Pierre Nguéyié, Ngandui Éloi, Frédéric Ghogomu et René Wamkeue.

Merci aussi à tous mes amis, parents, frères et sœurs. Je suis certain de ne pouvoir tous les nommer. Je pense particulièrement à Boniface Djizanne (famille), Papa Wandji Janvier (famille), famille Houdagba (Pierre), famille Kamté (Bernard), famille Nkemitag (Michael) et la liste est encore longue.

À mes détracteurs, je ne vous oublie pas. Détestez-moi mais, ne me tuez pas (en tout cas, si DIEU ne le veut pas, cela ne serait jamais possible) car « *Des coups bas, ou hauts, ou dans le dos, qui ne tuent pas, fortifient* ». Merci beaucoup à vous. Vous aussi, je vous aime tous.

Ceux qui méritent des remerciements sont si nombreux ! Si à cause de ma mémoire de mortel je n'ai pu vous nommer, il n'en demeure pas moins que je vous suis reconnaissant et que je vous dis également merci.

Enfin, à tout seigneur tout honneur ! Un merci spécial et en or va à mon épouse Pascaline Maffo Tchinda et à mes enfants Tsague Sheila Christèle Tchio et Ngouffo Steve Luther Tchio, pour l'incalculable support moral et affectif dont ils m'ont comblé tout au long de cette thèse.

RÉSUMÉ

Cette thèse a eu pour objectif principal de procéder à l'optimisation et à la modélisation de la filtration directe.

Les travaux ont été menés principalement sur une usine pilote d'une capacité de 45 m³/d construit à l'École Polytechnique de Montréal. Les eaux brutes utilisées sont des eaux naturelles reconstituées utilisant le kaolin comme source complémentaire de turbidité et de particules. À cause du nombre élevé de paramètres, le plan d'expérience de même que l'analyse des résultats ont été réalisés grâce à un logiciel statistique.

Les essais se sont déroulés en quatre principales phases successives (préliminaire, tamisage, optimisation et modélisation).

La phase préliminaire a permis de développer les méthodes de contrôle de la qualité des eaux brutes et des eaux flocculées utilisées au cours de l'étude. La préparation des eaux brutes reconstituées utilisant la poudre de kaolin repose sur la dissolution par mélange d'une concentration de kaolin inférieur à un seuil, suivie d'un maintien en homogénéisation grâce à une énergie de mélange adéquatement déterminée. Toutes les autres techniques testées n'ont pas permis d'obtenir une suspension de qualité stable. De plus, les essais ont montré que le seul suivi de la turbidité ne peut garantir la stabilité des eaux brutes; le comptage des particules s'avère un outil complémentaire indispensable.

Au cours de la deuxième partie de la phase préliminaire, un protocole de détermination des doses optimales de coagulant et de polymère en fonction de l'eau à traiter et du diamètre effectif du matériau filtrant a été développé. Il repose sur l'utilisation de l'indice de filtrabilité de Ives et de la filtration sur membrane. Ces deux techniques ont permis de proposer une méthode de laboratoire rapide et fiable pour déduire les doses optimales pour des matériaux filtrants de taille effective comprise entre 0,4 et 1,2 mm.

La deuxième phase du projet, appelée phase de tamisage, a porté sur l'identification des paramètres de conception et d'exploitation d'impact majeur sur la les performances des filtres en filtration directe. Sept paramètres ont été étudiés à deux modalités: type de matériau filtrant (sable ou anthracite), diamètre effectif du matériau filtrant (0,4 – 2 mm), coefficient d'uniformité du matériau filtrant (1,3 – 1,5), épaisseur du lit filtrant (50 – 300 cm), hauteur d'eau au-dessus du lit filtrant ou submergence (50 – 300 cm), vitesse de filtration (5 – 30 m/h) et turbidité de l'eau brute (1 – 5 UTN). Il a été trouvé suite à l'analyse des résultats que quatre des sept paramètres étudiés expliquent à plus de 77% la productivité des filtres et la qualité de l'eau filtrée. Il s'agit de la vitesse de filtration, du diamètre effectif du matériau filtrant, de la hauteur de matériau filtrant et de la submergence. Ces paramètres ont été retenus comme principaux paramètres d'influence majeure sur les performances de la filtration directe.

La phase d'optimisation a été réalisée à cinq modalités, uniquement sur les quatre paramètres majeurs. Les résultats de cette phase plus approfondie ont permis d'élaborer des équations mathématiques de modélisation prédictive des performances des filtres ainsi que des coûts de construction et d'exploitation des usines associées. Le logiciel *Statistica*® utilisé pour l'analyse des résultats a permis de quantifier les effets de chaque paramètre ainsi que leurs effets d'interaction. L'utilisation de ces équations de modélisation est aisée pour prédire un critère de performance des filtres; il l'est moins lorsqu'il s'agit d'une analyse globale impliquant de nombreux critères de performance. C'est pour cela que, dans la phase 4, un logiciel a été spécifiquement conçu et développé pour une meilleure flexibilité et efficacité d'application des équations modélisées.

Ce logiciel nommé *Direct Filtration Expert*TM a plusieurs fonctionnalités dont :

- la prévision des performances des filtres (productivité journalière, productivité par cycle, turbidité moyenne de l'eau filtrée, etc.);
- la prévision des coûts de l'usine reliée à une configuration donnée de filtre (coûts de construction et d'exploitation);
- la détermination de configurations optimales de conception et d'exploitation des filtres neufs;
- la recherche de configurations optimales pour des filtres en rénovation.

Cette thèse a donc permis de proposer des procédures pour la production et le contrôle

de la qualité des eaux brutes, la détermination de doses optimales de produits chimiques ainsi qu'un modèle accompagné d'un logiciel pour la prédiction et l'optimisation des performances de la filtration directe. Ces outils seront utiles tant pour la conception que pour l'exploitation des filtres utilisés en filtration directe

ABSTRACT

The primary objective of this thesis was to optimise and model direct filtration. The research was carried out on a direct filtration pilot plant with a capacity of 45 m³/d constructed at École Polytechnique de Montréal. The raw waters were natural waters spiked with a kaolin suspension used as a complementary source of turbidity and particles. Because of the large number of parameters to study, the statistics software *Statistica*® was used both to generate the experimental plan and to analyse the results. The study was conducted in four main successive phases (preliminary, screening, optimisation and modelling).

The goal in the preliminary phase was to develop quality control methods for the raw and flocculated waters used in the study. The kaolin suspensions were obtained by mixing a concentration of the kaolin powder under a certain threshold. The only technique that made it possible to obtain a stable suspension over time in terms of turbidity and particle counts consisted in keeping the kaolin suspension homogenised by means of an appropriate mixing energy. Moreover, the tests showed that monitoring turbidity alone couldn't guarantee the stability of raw waters; particle counts were found to be an indispensable complementary monitoring tool. During the second part of the preliminary phase, a protocol for determining optimal coagulant and polymer dosages as

a function of the effective size of the filtering media was developed. This was achieved using the Ives filterability index and membrane filtration. With these two techniques, it was possible to propose a rapid and reliable laboratory method for deducing the optimal dosages for filtering media with an effective size between 0.4 and 1.2 mm.

The goal in the second phase of the project, entitled the screening phase, was to identify the design and operation parameters having the greatest impact on filter performances in direct filtration. Seven parameters were studied in two modalities: type of filtering media (sand or anthracite), effective size of the filtering media (0.4 – 2 mm), uniformity coefficient of the filtering media (1.3 – 1.5), depth of the filter bed (50 – 300 cm), water head (50 – 300 cm), filtration rate (5 – 30 m/h) and turbidity of the raw water (1 – 5 UTN). The analysis of results revealed that filtration rate, effective size, depth of filter bed and water head explained more than 77% of the filter performance (productivity and filtered water quality). These parameters were considered to be the most influential on the performances of direct filtration.

The optimisation phase was carried out on the four major parameters in a five-modality experimental plan. The results of this phase helped to develop mathematical equations for predictive modelling of filter performances. The model also enables evaluation of the costs of construction and operation of any plant configuration. The software *Statistica*[®]

used to analyse the results, made it possible to quantify both the individual effects of each parameter and their interaction effects. The modelling equations provide an effective way to predict only a single criterion of filter performance at a time. For this reason, in the last phase, a software *Direct Filtration ExpertTM* was specifically designed and developed to allow greater flexibility and effective application of the model equations to identify optimal filter configurations based on multiple performance criteria including filter productivity, filtered water turbidity, construction and operation costs. This software is applicable for the design of new filters as well as for filters undergoing renovation and hence will be useful for design and operation of filters used in direct filtration. This is the first time, to our knowledge that such a practical model has been proposed, that integrate so many parameters impacting the performance of filters used in drinking water treatment plants.

TABLE DES MATIÈRES

REMERCIEMENTS.....	V
RÉSUMÉ	IX
ABSTRACT	XIII
TABLE DES MATIÈRES	XVI
LISTE DES TABLEAUX	XXIV
LISTE DES FIGURES.....	XXVIII
LISTE DES SIGLES ET ABBRÉVIATIONS	XXXII
CHAPITRE 1 : INTRODUCTION.....	1
1.1. Mise en contexte.....	1
1.2. But de l'étude	4
1.3. Organisation de la thèse	4
CHAPITRE 2 : REVUE BIBLIOGRAPHIQUE.....	6
2.1. Introduction	6

2.2. Rappels sur la coagulation-floculation	6
2.2.1. Coagulation	7
2.2.2. Floculation	8
2.2.3. Importance de la coagulation-floculation en filtration directe	9
2.3. Filtration directe	10
2.3.1. Définition de la filtration directe	11
2.3.2. Domaines d'application de la filtration directe	12
2.3.3. Avantages et désavantages de la filtration directe par rapport à la filtration conventionnelle	14
2.4. Mécanismes d'enlèvement des particules au cours de la filtration	16
2.4.1. Tamisage	17
2.4.2. Mécanismes de transport	18
2.5. Suivi de la qualité d'eau filtrée	20
2.5.1. Turbidité	20
2.5.2. Comptes de particules	26
2.5.3. Qualités microbiologiques	28
2.5.4. Utilisation de la turbidité et des comptes de particules comme indicateurs de l'enlèvement physique de <i>Giardia</i> et <i>Cryptosporidium</i>	28
2.6. Modélisation de la filtration	33
2.6.1. But de la modélisation	33

2.6.2. Sommaire des modèles microscopiques et macroscopiques.....	34
2.6.3. Forces et faiblesses des modèles microscopiques et macroscopiques	45
2.7. Conception et exploitation des filtres.....	45
2.7.1. Principaux paramètres de conception et d'exploitation des filtres.....	46
2.7.2. États des connaissances sur la conception et l'exploitation des filtres	49
2.8. Conclusion	52
CHAPITRE 3 : MATÉRIELS ET MÉTHODES.....	53
3.1. Matériel : description de l'usine pilote.....	53
3.2. Méthodes	55
3.2.1. Méthodes d'analyse et de contrôle.....	56
3.2.2. Utilisation de l'outil statistique pour la planification d'expériences	57
3.2.3. Autres techniques	63
CHAPITRE 4 : A PRACTICAL PROCEDURE TO PREPARE STABLE KAOLIN-BASED RAW WATERS.....	64
4.1. Abstract	65
4.2. Introduction	66

4.3. Equipment	67
4.4. Methods.....	67
4.4.1. The sequence: dissolution of kaolin – sedimentation – transfer – re-suspension	68
4.4.2. Effect of initial kaolin concentration and duration of dissolution.....	69
4.4.3. Dissolution of the kaolin followed by transfer without sedimentation	70
4.4.4. Effect of mixing intensity	70
4.5. Results and discussion	71
4.5.1. Impact of sedimentation and kaolin re-suspension	71
4.5.2. Effect of initial kaolin concentration.....	74
4.5.3. Stability of a low kaolin suspension without sedimentation step	75
4.5.4. Effect of homogenization energy on the quality of the suspension	76
4.6. Conclusions.....	78
4.7. Acknowledgements.....	79

CHAPITRE 5 : PRACTICAL GUIDE TO DETERMINING

OPTIMAL DOASAGE OF CHEMICALS FOR

DIRECT FILTRATION..... 88

5.1. Abstract	89
---------------------	----

5.2. Résumé	90
5.3. Introduction	91
5.4. Materials & methods	93
5.4.1. Pilot plant	93
5.4.2. Filterability index measurement device.....	95
5.4.3. Membrane filtration device	96
5.4.4. Selection of chemicals.....	97
5.4.5. Experimental protocol for determining chemical dosages	97
5.5. Results and discussion.....	98
5.5.1. Determination of the optimal dosage of alum in the pilot.....	98
5.5.2. Laboratory procedure to predict optimal dosages of alum.....	99
5.5.3. Pilot validation of the alum optimal dosages	101
5.5.4. Laboratory procedure to predict optimal dosages of polymer.....	102
5.5.5. Pilot validation of the optimal polymer dosage.....	103
5.5.6. Application of the procedure for the determination of alum dosage during turn over period.....	104
5.6. Conclusions	105
5.7. Acknowledgements	107

CHAPITRE 6 : EVALUATION OF THE IMPACT OF DESIGN AND

OPERATION PARAMETERS ON DIRECT FILTRATION..... 119

6.1. Abstract	120
6.2. Résumé.....	121
6.3. Introduction	123
6.4. Materials.....	124
6.5. Experimental procedures.....	126
6.5.1. Experimental design.....	126
6.5.2. Experimental procedure	127
6.6. Results and discussion	128
6.6.1. Contribution of each individual parameter to filter performance	129
6.6.2. Analyses of performance with respect to filtration rate	131
6.6.3. study of the economics of filter configuration	132
6.7. Conclusions.....	134
6.8. Acknowledgements.....	135
6.9. List of symbols.....	136

CHAPITRE 7 : OPTIMIZATION AND MODELING OF DIRECT

FILTRATION	146
7.1. Abstract	147
7.2. Introduction	148
7.3. Materials.....	149
7.4. Experimental procedures.....	151
7.4.1. Statistical experimental design.....	151
7.4.2. Development and utilization of the model	152
7.4.3. Running the tests	154
7.4.4. Calculation of plant costs	155
7.5. Results and discussion	156
7.5.1. Experimental results.....	156
7.5.2. Development of the model	156
7.5.3. Validation of the model.....	156
7.5.4. Operation of the model: <i>Direct Filtration Expert</i> ^Ω software	159
7.5.5. Some trends revealed by <i>Direct Filtration Expert</i> ^Ω	160
7.5.6. Application of the model to performance and cost analysis	162
7.5.7. Limits of the model and further works.....	165

7.6. Conclusion	166
7.7. Acknowledgments.....	167
CHAPITRE 8 : DISCUSSION ET SYNTHÈSE	188
CHAPITRE 9 : CONCLUSION GÉNÉRALE ET RECOMMANDATIONS	194
RÉFÉRENCES.....	198

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2.1 : Terminologie utilisée pour désigner les variantes du procédé de filtration directe (Ndiongue, 1999).....	12
Tableau 2.2 : Caractéristiques des eaux brutes susceptibles d'être traitées par la filtration directe	13
Tableau 2.3 : Avantages et inconvénients de la filtration directe	15
Tableau 2.4 : Sommaire du Guide de conception des installations de production d'eau potable : crédits d'enlèvement (en logs) de <i>Giardia</i> , <i>Cryptosporidium</i> et virus accordés aux filières de traitement (Ministère de l'Environnement du Québec, 2001a).....	22
Tableau 2.5: Sommaire des réglementations de l'Ontario et des États Unis sur l'eau potable: crédits d'enlèvement (en logs) de <i>Giardia</i> , <i>Cryptosporidium</i> et virus accordés aux filières de traitement (USEPA, 1989; Ontario Ministry of Environment, 2000).....	23
Tableau 2.6: Objectifs minimums de traitement selon le type d'eau brute à traiter (Ministère de l'Environnement du Québec, 2001a).	24

Tableau 2.7: Tailles de particules utilisées comme indicateurs de l'enlèvement des kystes de <i>Cryptosporidium</i> et de <i>Giardia</i> avec les données de particules (Ndiongue, 1999).....	30
Tableau 2.8 : Impact de l'augmentation de certains paramètres sur l'efficacité d'enlèvement des particules. Adapté de (Letterman, 1987), repris par (Faust, 1998)	37
Tableau 2.9 : Sommaire des modèles de prédiction de l'enlèvement des particules	38
Tableau 2.10 : Impact de l'augmentation de quelques paramètres sur l'évolution des pertes de charge. Adapté de (Letterman, 1987).....	42
Tableau 2.11 : Sommaire des modèles de prédiction de l'évolution des pertes de charge.....	43
Tableau 2.12: Sommaire des technologies de filtration. Extrait de Canadian Water and Wastewater Association (Canadian Water and Wastewater Association, 1993).....	50
Tableau 2.13: Données typiques de conception pour filtres multicouches. Extrait de Canadian Water and Wastewater Association (Canadian Water and Wastewater Association, 1993).....	51
Table 4.1: Characteristics of the stirrers used for dissolution and homogenization	80

Table 4.2:	Evolution of turbidity as a function of time, for different initial concentrations of kaolin.	80
Table 4.3:	Mean characteristics of five suspensions prepared from 100 mg/l of kaolin without sedimentation.....	81
Table 5.1:	Characteristics of raw waters amenable to treatment by direct filtration	108
Table 5.2:	Summary of optimal dosages of alum and characteristics of filtration runs	109
Table 5.3:	Summary of alum and polymer dosages and characteristics of the optimal filtration runs	110
Table 5.4:	Summary of optimal dosages of alum and characteristics of filtration runs during turn over period	111
Table 6.1:	Description of the parameters of the statistical experimental design.....	137
Table 6.2:	Filter performances: Filter productivity and filtered water quality according to three turbidity objectives	138
Table 6.3:	Contribution of the parameters studied to filter productivity and filtered water quality	139
Table 6.4:	Classification of the best three configurations as a function of filtration rate, by decreasing order of effectiveness	141

Table 6.5:	Summary of the costs of the various configurations, actualised over a 20-year period (filtration plants of capacity 100 000 m ³ /d)	142
Table 7.1:	Experimental design obtained with <i>Statistica</i> [®] software	169
Table 7.2:	Summary of alum and polymer optimal dosages	171
Table 7.3:	Performances of different configurations of a direct filtration train (100,000 m ³ /d nominal capacity)	172
Table 7.4:	Model coefficients derived from the experimental data of Table 3	175
Table 7.4:	Model coefficients derived from the experimental data of Table 3 (continued).....	175
Table 7.5:	Results of model validation tests: observed values and deviation between observed and modeled values.....	176
Table 7.6:	Optimal configurations predicted by the model for different performance criteria (<i>Direct Filtration Expert</i> [®])	178

LISTE DES FIGURES

Figure 2.1 :	Caractéristiques de la qualité de l'effluent en fonction temps pendant un cycle de filtration type, adapté de Amirtharajah <i>et al.</i> (1999).	26
Figure 3.1 :	Schéma de l'usine pilote.....	54
Figure 3.2 :	Design statistique d'expérience : vue schématique du procédé	59
Figure 3.3 :	Guide de la stratégie d'expérimentation statistique, adapté de Clément (1998).	61
Figure 4.1:	Jar test equipment (Phipps & Bird, Richmond, Virginia, USA. N° 7790-901B)	82
Figure 4.2:	Schematic representation of the pilot-scale system used to prepare the kaolin suspension.....	83
Figure 4.3:	Evolution of : (a) turbidity following re-suspension and sedimentation; (b) particle counts and size distribution in reconstituted water at 1 NTU	84
Figure 4.4:	Evolution of turbidity for different concentrations of kaolin, as a function of: (a) of time of sedimentation; (b) of duration of dissolution	85

Figure 4.5:	Evolution for different mixing velocity gradients: (a) of turbidity in the kaolin suspension; (b) of particle counts in the reconstituted water at 1 NTU	86
Figure 4.6:	Evolution at optimal velocity gradient $G_{opt} = 125 \text{ s}^{-1}$ of : (a) turbidity in the kaolin suspension; (b) particle counts in the reconstituted raw water at 1 NTU	87
Figure 5.1:	Schematic representation of the pilot plant flow diagram.....	112
Figure 5.2:	Ives' filterability index measurement device	113
Figure 5.3:	Example of turbidity and head loss monitoring during an optimal filter run : a) Sand of effective size 0.4 mm; b) Sand of effective size 1.2 mm.....	114
Figure 5.4:	Determination of the optimal dosage of alum by using Ives' filterability index	115
Figure 5.5:	Determination of the optimal alum dosage based on: a) 0.45- μm membrane; b) 8- μm membrane filtration.....	116
Figure 5.6:	Filtration time for membrane filters of 0.45 μm (A) and 8 μm (B) and turbidity of the filtrate as a function of the polymer dosage.....	117

Figure 5.7:	Ives' filterability index as a function of the polymer dosage. Alum dosage = 7.2 mg/l (80 % of the optimal dosage); tests carried out on jar test flocculated water.	118
Figure 6.1:	Flow diagram of the direct filtration pilot plant	143
Figure 6.2:	Calculation of average characteristics of filtered water (turbidity and particle counts)	144
Figure 6.3:	Pareto charts showing the significance of parameters on A) Productivity; B) Mean particles in the filter effluent; C) Mean turbidity in the filter effluent	145
Figure 7.1:	Pilot plant flow diagram	179
Figure 7.2:	Calculation of average turbidity and average particle concentration in filtered water	180
Figure 7.3:	Description of the main interface of <i>Direct Filtration Expert</i> ^Ω software	181
Figure 7.4:	Some trends of PPD and UFRV as a function of effective size	182
Figure 7.5:	Some trends of AVTURB and COST as a function of effective size	183
Figure 7.6:	Some trends of PPD and UFRV as a function of the depth of the filtering media	184

Figure 7.7:	Some trends of AVTURB and COST as a function of the depth of the filtering media	185
Figure 7.8:	Some trends of PPD and UFRV as a function of filtration rate	186
Figure 7.9:	Some trends of AVTURB and AVPART as a function of filtration rate	187

LISTE DES SIGLES ET ABBRÉVIATIONS

A_s	paramètre dépendant de la porosité (-)
AVPART	average particle counts ($\#/L^3$)
AVTURB	average turbidity (UTN)
C_D	coefficient de traînée (-)
C_e	concentration de particules à l'effluent (sortie) du filtre ($M.L^{-1}$)
C_o	concentration de particules à l'affluent (entrée) du filtre ($M.L^{-1}$)
COST	coûts de construction et d'exploitation de l'usine, actualisés sur 20 ans (\$
CDN)	
CU	coefficient d'uniformité des grains (-)
d_c	diamètre des grains collecteurs (L)
dh	perte de charge au cours du cycle de filtration (L)
dL	profondeur de la couche de matériau filtrant étudiée (L)
d_p	diamètre des particules (L)
D	terme de détachement des particules (-)
De	diamètre effectif des grains (L)
DF	direct filtration
Dn	dimension fractale d'un agrégat (-)
ES	effective size of the filtering media (L)
f	porosité (-)

f_d	porosité du dépôt (-)
f_0	porosité initiale du filtre (-)
F	capacité théorique du filtre (-)
FR	filtration rate ($L.T^{-1}$)
g	accélération de la pesanteur ($L.T^{-2}$)
h_0	perte de charge initiale (L)
H	constante de Hamaker ($L^2.M.T^{-2}$)
HMED	height of the filtering media (L)
HRF	high-rate filtration
H_s	perte de charge due au "gâteau" de particules en surface du filtre (L)
i	intervalle de temps considéré (T)
J	gradient hydraulique (-)
k	constante de Boltzmann ($M.L^2.T^{-2}$)
k', k'', k_d	constantes (-)
k_d, k_s, k_t	constantes (-)
K	constante de Carman-Kozeny (-)
m	gamme de tailles de particules (-)
MEDIA	sable ou anthracite
N_c :	nombre de collecteurs dans l'unité de profondeur et de surface étudiée (-)
N_G :	nombre de gravité (-)

N_{Lo}	nombre décrivant la force d'attraction d'une particule vers un grain (-)
N_p	nombre de particules retenues dans le filtre dans l'unité de profondeur et d'aire étudiée (-)
N_R	ratio du diamètre des particules sur le diamètre des collecteurs (-)
NTU	nephelometric turbidity unit
p	facteur de porosité (-)
Pe	nombre de Peclet (-)
PPD	productivity per day (L^3/day)
Re	nombre de Reynolds (-)
S_1	facteur de forme des particules (-)
S_2	facteur de forme des grains collecteurs (-)
SUB	submergence (L)
t	durée du cycle (T)
T	température (θ)
TURB_RW	raw water turbidity (NTU)
U	vitesse superficielle du fluide ($L.T^{-1}$)
UC	uniformity coefficient of the filter material (-)
UCA	unité de couleur apparente
UFRV	unit filter run volume (L^3/run)
U_s	vitesse d'écoulement du fluide dans le sens de la gravité ($L.T^{-1}$)

UTN	unité de turbidité néphélométrique
α	facteur d'efficacité de collision grain-particule (-)
α_p	facteur d'efficacité de collision particule-particule (-)
$\alpha_p\beta$	coefficient décrivant l'attachement dans le filtre (-)
β	fraction de particules agissant comme collecteurs additionnels dans le filtre (-)
β_m	fraction de particules de taille m jouant le rôle de collecteurs additionnels dans le filtre (-)
β_2	coefficient décrivant le détachement dans le filtre (-)
β'	coefficient décrivant l'évolution des pertes de charge pendant le cycle (-)
Δt	intervalle de temps (T)
γ	ratio du nombre de particules d'une gamme de tailles sur le nombre de particules d'une autre gamme de tailles (-)
λ	coefficient du filtre (-)
λ_0	coefficient initial du filtre (-)
η	efficacité totale d'enlèvement d'un collecteur (-)
η_p	efficacité d'enlèvement des particules (-)
η_{rl}^*	efficacité d'enlèvement des fines particules en présence de grosses particules dans le filtre (-)

η_0	efficacité initiale totale d'enlèvement d'un collecteur (-)
ν	viscosité cinématique de l'eau ($L^2.T^{-1}$)
μ	viscosité dynamique de l'eau ($M.L.T^{-1}$)
η_D	efficacité d'enlèvement d'un collecteur par diffusion (-)
η_E	efficacité d'enlèvement d'un collecteur par inertie (-)
η_I	efficacité d'enlèvement d'un collecteur par interception (-)
η_r	efficacité de collecte de l'ensemble des collecteurs du filtre (-)
η_s	efficacité d'enlèvement d'un collecteur par sédimentation (-)
ρ	densité de l'eau ($M.L^{-3}$)
ρ_p	densité des particules ($M.L^{-3}$)
σ	dépôt spécifique dans le filtre (-)
σ_U	valeur de saturation du dépôt spécifique (-)
ψ	sphéricité du matériau filtrant (-)

CHAPITRE 1

INTRODUCTION

1.1. MISE EN CONTEXTE

La filtration est un procédé physique destiné à clarifier un liquide qui contient des matières en suspension en le faisant passer à travers un milieu poreux. Les matières en suspension qui sont retenues par le milieu filtrant s'y accumulent (Letterman, 1987). En traitement de l'eau potable, les solides en suspension dans l'eau brute peuvent être des particules inertes ou organismes (microorganismes, etc.) qui peuvent présenter un certain potentiel de nuisance à la santé humaine.

Du point de vue microbiologique, les filières traditionnelles de potabilisation de l'eau destinée à la consommation humaine disposent de deux techniques principales pour éliminer les organismes pathogènes. Il s'agit des procédés physico-chimiques telles la coagulation-floculation-décantation et la filtration d'une part et des techniques d'inactivation chimique d'autre part. Cependant, beaucoup de ces organismes tels que les kystes de protozoaires (*Cryptosporidium* et *Giardia* en particulier) et les spores de bactéries sont très résistants aux formes usuelles d'inactivation chimique (Barbeau *et al.*, 1996, Venczel *et al.*, 1997). Pour les éliminer, les espoirs sont en ce moment beaucoup plus tournés vers l'enlèvement physique dans les filtres.

Différentes épidémies d'origine hydrique répertoriées dans le monde ont montré les limites des procédés actuels de traitement de l'eau potable et des normes qui sont supposées en garantir la qualité. Ces faits ont été beaucoup plus documentés au cours des dernières décennies aux États-Unis d'Amérique et mettent en cause principalement *Giardia* et *Cryptosporidium*. Dans la seule période de 1989-1990, 26 cas d'infection générale ont été déclarés dans 16 états aux États-Unis. Les cas rapportés impliquaient la contamination de 4288 individus au total (Herwaldt *et al.*, 1992). Les auteurs mentionnent également que des 12 éclosions où l'agent étiologique était identifié, *Giardia lamblia* était cité à sept reprises. En 1993, un cas important d'épidémie a été déclaré à Milwaukee. Plus d'un million et demi de consommateurs ont été exposés à l'agent causal de cette épidémie, 400 000 personnes ont été affectées, impliquant près de 4 000 hospitalisations (Fox et Lytle, 1996; Haas *et al.*, 1996) et beaucoup de morts dans le groupe de personnes immuno-déficientes (Lisle et Rose, 1995). Le protozoaire *Cryptosporidium parvum* s'est avéré être le responsable de cette crise. Il est à noter que pour la plupart des éclosions constatées, surtout aux États-Unis, les usines de traitement concernées respectaient très bien les normes en vigueur (Solo-Gabriele et Neumeister, 1996). Cette situation a conduit à un resserrement des normes sur la qualité de l'eau potable et les procédés de traitement (USEPA, 1998; Ontario Ministry of Environment, 2000; Ministère de l'Environnement du Québec, 2001b).

Ces différentes normes mettent de plus en plus l'accent sur l'étape d'enlèvement physique qu'est la filtration. La filtration constitue la dernière barrière d'enlèvement physique des particules et des microorganismes et de ce fait, joue un rôle prépondérant dans l'élimination des microorganismes nuisibles dont la résistance à la désinfection est prononcée. La filtration est un procédé complexe très influencée par la nature et la qualité des prétraitements en amont des filtres. Cette influence est encore plus marquée lorsqu'il s'agit de la filtration directe où les faibles doses de produits chimiques appliqués rendent le procédé plus vulnérable aux changements brusques de la qualité d'eau brute.

Malgré l'importance de la filtration dans le processus de traitement de l'eau potable, de nos jours, la conception et l'exploitation des filtres sont encore basées sur des concepts empiriques et subissent encore l'influence des préférences des firmes de conception, des contraintes imposées par les autorités, des arguments commerciaux ainsi que des contraintes budgétaires (Boller et Kavanaugh, 1995). Cette approche ne conduit bien sûr pas à une conception optimale. Par ailleurs, dans un souci d'augmenter la productivité des filtres et de réduire les coûts, la filtration à grande vitesse et la filtration directe des eaux brutes de qualité relativement bonne sont des tendances qui sont bien présentes dans l'industrie de l'eau potable. Afin de pouvoir répondre à cette double problématique,

l'identification des paramètres à effet majeur sur la performance des filtres ainsi qu'une meilleure compréhension des mécanismes de fonctionnement s'imposent afin d'améliorer les critères de conception et d'exploitation des filtres et donc, de la qualité des eaux filtrées.

1.2. BUT DE L'ÉTUDE

Cette étude vise à optimiser la conception et l'exploitation de la filtration directe :

- 1) évaluer et classifier l'impact des principaux paramètres de conception et d'exploitation des filtres sur les performances de la filtration directe
- 2) développer un modèle de conception et d'exploitation de la filtration directe

1.3. ORGANISATION DE LA THÈSE

L'essentiel de cette thèse est divisé en quatre grandes parties :

- 1) la première partie, développée dans le chapitre 4 a pour objectif le développement d'une procédure fiable et répétable de préparation des eaux brutes reconstituées à base de kaolin;
- 2) la deuxième phase (chapitre 5) traite de détermination des doses optimales de

produits chimiques en fonction de la granulométrie des matériaux utilisés;

- 3) l'évaluation des effets des paramètres de conception et d'exploitation des filtres ainsi que leur classification a fait l'objet de la troisième partie (chapitre 6) de cette thèse;
- 4) l'optimisation et la modélisation de la filtration directe est le sujet de la dernière partie présentée au chapitre 7. L'objectif principal ici est de développer, par une approche scientifique, un modèle pratique pour la prédiction et l'optimisation des performances des filtres.

Bien que différentes avenues aient été explorées dans chacune des parties de cette thèse, le fil conducteur qui a guidé tous les travaux est resté en tout temps l'optimisation et la modélisation de la filtration. L'ordre chronologique des parties citées ci-dessus a été dicté par les interrelations entre les différents chapitres. En effet, une étude de détermination des doses optimales de produits chimiques (chapitre 5) ne pouvait se faire adéquatement tant et aussi longtemps que la maîtrise de la fabrication et de la qualité des eaux brutes (chapitre 4) n'était à point. De même, on ne pouvait procéder de façon sérieuse à l'optimisation ainsi qu'à la modélisation des filtres (chapitre 7) qu'après avoir identifié clairement les paramètres à effets majeurs sur les performances des filtres (chapitre 6). De plus, étant donné que les essais au cours des deux dernières parties (phases 3 et 4) se devaient de se réaliser en conditions optimales, ces dernières dépendaient grandement des deux premières parties.

CHAPITRE 2 REVUE BIBLIOGRAPHIQUE

2.1. INTRODUCTION

En traitement d'eau potable, les filtres peuvent être classifiés selon le type de matériau filtrant (sable, anthracite, etc.), le mode de fonctionnement et la vitesse de filtration (Cleasby et Logsdon, 1999). En se basant sur le mode d'opération, on distingue les filtres fonctionnant par gravité ou sous-pression. Lorsque la classification se fait selon la vitesse de filtration, on distingue les filtres lents et les filtres rapides. Le terme filtration rapide est employé lorsque la charge superficielle (vitesse de filtration) est supérieure à un certain seuil qui varie entre 5 et 10 m/h selon les auteurs (Cleasby *et al.*, 1989; Cleasby et Logsdon, 1999). La filtration peut faire suite à un traitement conventionnel (coagulation – floculation – décantation) ou à un traitement simplifié incluant au moins une coagulation, on parle alors de filtration directe.

2.2. RAPPELS SUR LA COAGULATION-FLOCULATION

Un rappel de la théorie de la coagulation-floculation est d'abord présenté. L'importance de la coagulation – floculation à la filtration directe est ensuite discutée.

2.2.1. COAGULATION

Les particules colloïdales qu'on retrouve dans les eaux brutes possèdent une charge électrique qui est généralement négative à un pH au-dessus de 4 (Wesner, 1997). Ces particules de même charge, ne peuvent former des agrégats facilement décantables (Amirtharajah et O'Melia, 1990; Desjardins, 1997) ou filtrables; en effet, dans ces conditions, les forces répulsives sont généralement supérieures aux forces attractives.

La coagulation est un processus complexe qui consiste à ajouter dans l'eau que l'on veut traiter un produit chimique qui déstabilise les particules colloïdales en annulant entre autres leurs charges superficielles (Letterman, 1987; Letterman *et al.*, 1999). Les forces d'attraction intermoléculaires - aussi appelées forces de van der Waals - deviennent alors prépondérantes pour favoriser l'agglomération des particules. La déstabilisation des colloïdes peut se faire de plusieurs façons: compression de la couche limite, adsorption et neutralisation des charges, emprisonnement des particules dans un précipité, adsorption et pontage (Amirtharajah et O'Melia, 1990).

Les coagulants les plus utilisés sont à base d'aluminium et de fer. Par exemple, l'alun est plus efficace dans une plage de pH allant de 5,5 à 7,5 avec une valeur typique de 7,0 alors que pour le chlorure ferrique, la valeur typique de pH est 7,5 dans une plage d'efficacité variant entre 5,0 et 8,5 (Wesner, 1997).

La coagulation est influencée par beaucoup de paramètres parmi lesquels le pH (Liu et Wu, 1997; Wesner, 1997), la température de l'eau (O'Connor et Brazos, 1997; Ruehl, 1997), le coagulant utilisé (Desjardins, 1997), le mélange, la taille des particules présentes dans l'eau brute (O'Melia *et al.*, 1997), la turbidité ainsi que par les interactions entre ces différents paramètres. Le nombre et la complexité des interactions rendent difficile l'utilisation d'une approche théorique rigoureuse permettant de prédire les concentrations optimales d'un coagulant (O'Connor et Brazos, 1997).

2.2.2. FLOCCULATION

La floculation peut se définir comme étant le processus par lequel les particules colloïdales déstabilisées au cours de la coagulation entrent en contact pour s'agglomérer. Ce processus s'explique à travers deux mécanismes de transport : la floculation péricinétique et la floculation orthocinétique (Harris *et al.*, 1966; Letterman *et al.*, 1999). Le premier mécanisme est lié au mouvement brownien des particules tandis que le second caractérise l'agitation mécanique de la masse liquide.

Pour favoriser l'agglomération des particules par adsorption et pontage entre les floccs formés, des polymères cationiques, anioniques ou non-ioniques ayant une masse moléculaire élevée et une structure longitudinale peuvent être utilisés (Amirtharajah et O'Melia, 1990). La température, la concentration totale des particules, l'efficacité de la

coagulation, le diamètre des particules, le gradient de vitesse G et le temps de rétention hydraulique dans le flocculateur influencent l'efficacité de la floculation (Dharmappa *et al.*, 1993).

2.2.3. IMPORTANCE DE LA COAGULATION-FLOCCULATION EN FILTRATION DIRECTE

Selon Amirtharajah (Amirtharajah, 1988), pour un matériau filtrant de diamètre effectif (DE) donné, la taille des pores est comprise entre $0,07 \times DE$ et $0,1 \times DE$, soit entre 35 et 50 μm pour un sable dont le diamètre effectif (DE) des grains est de 0,5 mm. Cette porosité serait inefficace pour éliminer par tamisage les colloïdes et les micro-organismes naturellement présents dans l'eau. Étant données les tailles relativement petites d'un grand nombre de particules présentes dans l'eau (colloïdes, micro-organismes, etc.) la rétention de celles-ci dans un milieu filtrant serait très faible sans l'application d'un prétraitement visant à les agglomérer (Amirtharajah, 1988; Cleasby *et al.*, 1989; Cleasby *et al.*, 1992; Vande Venter et McAvoy, 1995). Pour les autres mécanismes d'enlèvement des particules (interception, décantation, diffusion brownienne, etc.), la coagulation – floculation diminue les forces électrostatiques de répulsion et favorise les forces d'attraction de van der Waals, ce qui est nécessaire pour l'attachement des particules aux grains des matériaux filtrants.

Dans le traitement conventionnel, le but de la coagulation-floculation est de favoriser la formation de floccs décantables qui sont récupérés sous forme de boues dans les décanteurs. En filtration directe, l'objectif est plutôt de former de petits floccs (« pinpoint flocc ») filtrables. (Droste, 1997; Cleasby et Logsdon, 1999). De ce fait, les doses de produits chimiques nécessaires en filtration directe sont relativement faibles. Les dosages typiques varient de l'ordre de 2 à 10 mg/L pour l'alun combinés avec, le cas échéant, des doses allant de 0.2 à 2 mg/L de polymère (McBride *et al.*, 1977; Tate *et al.*, 1977; Monsevizt *et al.*, 1978; Cleasby *et al.*, 1984). Les pratiques courantes de la filtration directe combinent des temps de floculation relativement courts (de l'ordre de 10 minutes) à des gradients de vitesse élevés, pouvant atteindre 100 s^{-1} (Cleasby et Logsdon, 1999).

2.3. FILTRATION DIRECTE

L'intérêt pour la filtration directe naquit au début du 20^e siècle au moment où la transition de la filtration lente à la filtration rapide s'effectuait. À cette époque, l'idée d'acheminer les eaux prétraitées chimiquement (coagulées) sur le filtre sans décantation fut testée mais vite abandonnée parce que l'utilisation de sable ayant un faible diamètre effectif conduisait à l'accumulation des floccs en surface du filtre, entraînant une

augmentation rapide des pertes de charge. Le regain d'intérêt pour la filtration directe s'est produit récemment aux États-Unis. Il est le résultat d'une réglementation de l'USEPA qui exige la filtration des eaux de très bonne qualité qui ne subissaient uniquement que de la désinfection (Culp, 1977). Comme les eaux brutes étaient de bonne qualité, il devenait alors possible dans ces cas spécifiques de réduire les coûts en injectant moins de coagulant et en éliminant la décantation.

2.3.1. DÉFINITION DE LA FILTRATION DIRECTE

Culp (1977) définit la filtration directe comme étant une filtration sans décantation. Ainsi, une filière de traitement classique à laquelle on enlève l'étape de décantation devient une filière de filtration directe. Sans étape de décantation, on a le choix d'acheminer directement l'eau coagulée sur les filtres ou de la faire transiter par le flocculateur. Deux schémas conduisent donc à l'appellation « Filtration directe » :

- 1) Coagulation + Flocculation + Filtration :
- 2) Coagulation + Filtration:

Selon les auteurs, différentes terminologies sont utilisées pour nommer les différentes variantes de la filtration directe (Tableau 2.1).

Tableau 2.1 : Terminologie utilisée pour désigner les variantes du procédé de filtration directe (Ndiongue, 1999)

Chaîne de traitement	Terminologie	Référence
Coagulation + floculation + filtration	Filtration directe	(Culp, 1977) (Al-Ani <i>et al.</i> , 1986) (Coccagna, 1989) (Crozes <i>et al.</i> , 1994) (Nieminski et Ongerth, 1995) (Awwa Committee Report, 1980)
Coagulation + Bassin de contact + filtration	Filtration directe	(Culp, 1977)
Coagulation + filtration	Filtration en ligne « in line » Filtration directe Coagulation sur filtre	(Al-Ani <i>et al.</i> , 1986) (Crozes <i>et al.</i> , 1994) (Culp, 1977) (Coccagna, 1989) (Degrémont, 1989b)

2.3.2. DOMAINES D'APPLICATION DE LA FILTRATION DIRECTE

Les différents critères qui caractérisent les eaux qui peuvent être sujettes à la filtration directe sont résumés au Tableau 2.2 et montrent que ce procédé n'est applicable qu'à des eaux brutes de bonne qualité.

Tableau 2.2 : Caractéristiques des eaux brutes susceptibles d'être traitées par la filtration directe

Critères	Références
1) Turbidité inférieure à 25 UTN et couleur inférieure à 25 unités 2) Couleur faible et turbidité inférieure à 200 UTN 3) Turbidité faible et couleur inférieure à 100 unités de couleur 4) Concentration de diatomées inférieure à 1000 unités/mL	(Culp, 1977)
1) Turbidité inférieure à 5 UTN 2) Couleur inférieure à 40 unités de couleur 3) Concentration d'algues inférieure à 2000 unités/mL 4) Concentration de fer inférieure à 0.3 mg/L 5) Concentration de manganèse inférieure à 0.05 mg/L	(AWWA Committee Report, 1980)
1) Turbidité inférieure à 10 UTN 2) Couleur inférieure à 15 unités de couleur 3) Concentration d'algues inférieure à 1000 unités/mL	(McCormick et King, 1982)

Un inventaire de quelques usines de filtration directe a montré qu'une vaste gamme de vitesses, allant de 2,4 à environ 15 m/h, est utilisée (Committee report, 1980). Selon d'autres sources, des vitesses de la filtration supérieures à 15m/h (Trussell *et al.*, 1980; Logsdon *et al.*, 1993; Cruz *et al.*, 2000) peuvent être appliquées à condition que la

conception et l'exploitation des filtres soient adéquates. L'usine de filtration directe de Los Angeles est un exemple qui combine avec succès la filtration directe et la filtration à très grande vitesse (33 m/h). Cette usine utilise un lit profond (1.8 m) constitué d'anthracite de diamètre effectif 1,5 mm et de coefficient d'uniformité 1,4.

La filtration directe n'est pas recommandée pour des eaux dont la qualité est sujette à de soudains et fréquents changements. Cleasby et ses collaborateurs (Cleasby *et al.*, 1989; Cleasby *et al.*, 1992) suggèrent un suivi serré de l'exploitation de la filtration directe. Parmi leurs conclusions, ils affirment que l'utilisation des polymères pour la floculation ainsi que des aides-filtrants sont généralement requis pour la filtration à grande vitesse. De plus, ils indiquent que l'optimisation de l'étape du mélange rapide est essentielle pour l'amélioration des performances de la filtration directe.

2.3.3. AVANTAGES ET DÉSAVANTAGES DE LA FILTRATION DIRECTE PAR RAPPORT À LA FILTRATION CONVENTIONNELLE

La filtration directe a certes beaucoup d'avantages mais également des inconvénients. Le tableau 2.3 les résume.

Tableau 2.3 : Avantages et inconvénients de la filtration directe

Avantages
- Réduction des coûts de construction, d'opération et de maintenance (Cleasby et Logsdon, 1999) - Gains sur les coûts de construction et d'entretien du bassin de décantation (et parfois, aussi du bassin de floculation) (Culp, 1977; Cleasby et Logsdon, 1999) - Coûts de produits chimiques faibles (Culp, 1977; Cleasby et Logsdon, 1999) - Production de moins de boues (Cleasby et Logsdon, 1999) - Coûts de traitement et de disposition des boues moindres (Cleasby et Logsdon, 1999) - Réduction des coûts des projets pouvant atteindre 30% par rapport au système conventionnel (Culp, 1977)
Inconvénients
- Application restreinte à des eaux brutes de bonne qualité (Culp, 1977; AWWA Committee Report, 1980; McCormick et King, 1982; Cleasby et Logsdon, 1999) - Vulnérabilité aux changements brusques de la qualité de l'eau brute (Cleasby et Logsdon, 1999) - Difficulté de contrôler les problèmes saisonniers de goûts et odeurs à cause du temps de rétention hydraulique relativement court dans toute la filière (Cleasby et Logsdon, 1999).

2.4. MÉCANISMES D'ENLÈVEMENT DES PARTICULES AU COURS DE LA FILTRATION

La filtration est le processus par lequel on enlève les particules de l'eau en la faisant passer à travers un milieu poreux (Faust, 1998). Cette partie traite principalement des mécanismes d'enlèvement des particules qui ont cours dans un lit filtrant ainsi que des paramètres qui sont à considérer lors de la conception et de l'exploitation des filtres.

Il existe deux principaux mécanismes d'enlèvement des particules dans le filtre : le tamisage et les mécanismes non-tamisants encore appelés mécanismes de transport (Letterman, 1987). Ces derniers sont généralement dominants (Amirtharajah, 1988) au cours de la filtration. L'enlèvement d'une particule se fait à travers deux étapes principales (Amirtharajah *et al.*, 1999):

- 1) le transport de la particule jusqu'à la surface des grains de matériau et,
- 2) l'interaction entre la surface et la particule conduisant à l'attachement

La résultante des forces de répulsion et d'attraction auxquelles est soumise une particule aux voisinages du matériau filtrant détermine son adhésion aux grains du lit filtrant ou aux autres particules initialement attachées (Ives et Gregory, 1966). Si les forces d'attraction sont prédominantes sur les forces de répulsion alors, il y aura attachement.

2.4.1. TAMISAGE

Quand la taille des particules est supérieure à celle des pores du lit filtrant, leur enlèvement se fait par le mécanisme de tamisage. Ce phénomène est significatif lorsque le rapport du diamètre de la particule par la taille du pore est plus grand que 0,2 (Herzig *et al.*, 1970; Letterman, 1987). Au départ, seules les particules plus grosses sont enlevées par le tamisage. Au fur et à mesure que le dépôt devient important des particules de plus en plus petites sont à leur tour retenues (Letterman, 1987). Le tamisage est un mécanisme indésirable en filtration rapide car, il concentre les particules au-dessus du filtre et réduit la durée du cycle de filtration (Herzig *et al.*, 1970; Chen, 1995). Le tamisage est un mécanisme dont l'efficacité ne dépend pas des caractéristiques de la surface des particules, seul le diamètre est important (Letterman, 1987).

Selon Amirtharajah (Amirtharajah, 1988), au cours de la filtration, l'enlèvement des particules par tamisage est négligeable à cause de la différence relative entre la taille des pores et celle des particules qui arrivent sur le filtre. En effet, ce dernier précise que les particules colloïdales qui arrivent sur le filtre (0,1 à 10 μm) sont 100 à 1000 fois plus petites que l'ouverture des pores (35 à 50 μm) contenu dans un milieu filtrant typique de diamètre effectif 0,5 mm. L'enlèvement des particules se ferait donc essentiellement par l'intermédiaire des mécanismes non-tamisants encore appelés mécanismes de transport.

2.4.2. MÉCANISMES DE TRANSPORT

Les mécanismes de transport sont des processus non-tamisants d'enlèvement des particules dont la taille est inférieure à l'ouverture des pores du lit filtrant (Letterman, 1987). Dans ce processus, la particule est transportée du liquide à la surface du matériau filtrant ou d'une particule arrêtée précédemment (Letterman, 1987; Amirtharajah *et al.*, 1999). Il existe plusieurs mécanismes de transport : l'interception, la sédimentation, l'inertie et la diffusion (Amirtharajah, 1988). En filtration, les mécanismes de transport dominants sont l'interception, la sédimentation et la diffusion brownienne (Letterman, 1987; Amirtharajah *et al.*, 1999)

2.4.2.1. Interception

On parle d'interception lorsque le mouvement de la particule le long des lignes de courant l'amène suffisamment proche de la surface du collecteur (grain du matériau filtrant) pour que l'attachement ait lieu (Amirtharajah, 1988). Au début de l'étude de la filtration, l'interception était considérée comme mécanisme de transport distinct, aujourd'hui elle est considérée comme une condition limite d'attachement résultant des mécanismes de diffusion et de décantation (Amirtharajah, 1988; Amirtharajah *et al.*, 1999)

2.4.2.2. Décantation

La décantation est le phénomène qui caractérise le dépôt d'une particule à la surface des grains du matériau filtrant par la seule force de gravité. Au cours de ce processus, la vitesse de décantation amène la particule à traverser les lignes de courant d'eau pour entrer en contact avec la surface du collecteur (grains du matériau filtrant). Selon (Amirtharajah, 1988), la décantation est un mécanisme qui devient de plus en plus important pour des tailles de particules supérieures un micromètre. À cause de la porosité du lit filtrant, la surface des grains du matériau filtrant est généralement très élevée par rapport à la section horizontale du filtre. Fair et Geyer (Fair et Geyer, 1954) estiment que la surface des grains d'un lit de sable vaut environ 400 fois la section horizontale du filtre.

2.4.2.3. Diffusion brownienne

Ce mécanisme de transport résulte du mouvement brownien aléatoire des particules bombardées par les molécules d'eau (Amirtharajah, 1988). Il devient significatif lorsque la taille des particules est inférieure à un micromètre (Amirtharajah *et al.*, 1999). Il s'agit d'un mécanisme qui fait en sorte que les particules se déplacent des zones à forte concentration vers les zones à faibles concentrations de particules (Chen, 1995). Quand les particules sont proches de la surface des grains du matériau, elles y adhèrent et il y a diminution des particules dans le liquide autour des grains. La diffusion brownienne fait

donc en sorte que les particules soient transportées du liquide vers le matériau filtrant (Chen, 1995).

2.5. SUIVI DE LA QUALITÉ D'EAU FILTRÉE

En filtration, il est essentiel de suivre la qualité de l'eau filtrée afin de s'assurer en tout temps que les performances du filtre respectent des objectifs en fonction des normes de qualité (Canadian Water and Wastewater Association, 1993). La santé et l'esthétique sont les principales motivations du traiteur d'eau (Tate et Arnold, 1990; Cohn *et al.*, 1999). L'esthétique s'intéresse surtout aux goûts, odeurs couleur et aux caractéristiques physiques tels que la turbidité et les particules en suspension. Du point de vue santé, l'intérêt porte principalement sur les substances et micro-organismes capables de nuire à court ou à long terme à la santé humaine.

2.5.1. TURBIDITÉ

La turbidité correspond à la propriété optique de l'eau qui fait en sorte que la lumière incidente soit diffusée et absorbée plutôt que transmise en ligne droite à travers un échantillon d'eau. Il s'agit d'un important outil pour le contrôle de la qualité et des performances des procédés de traitement ainsi que des systèmes de distribution d'eau potable (Burlingame *et al.*, 1998). De nos jours, elle est utilisée par des normes et

réglementations pour accorder des crédits d'enlèvements des microorganismes à des filières de traitements. Les tableaux 2.4 et 2.5 présentent les sommaires des normes et réglementations du Québec, de l'Ontario ainsi que des États Unis selon le type de filtration appliqué (USEPA, 1998, Ontario Ministry of Environment, 2000; Ministère de l'Environnement du Québec, 2001b). Le tableau 2.6 quant à lui, donne pour le Québec, les objectifs minimums de traitement selon le type d'eau brute à traiter. Pour une usine de traitement donnée, la somme totale des crédits d'enlèvement et des crédits d'inactivation chimique doit être supérieure aux objectifs prescrits au tableau 2.6.

Tableau 2.4 : Sommaire du Guide de conception des installations de production d'eau potable : crédits d'enlèvement (en logs) de *Giardia*, *Cryptosporidium* et virus accordés aux filières de traitement (Ministère de l'Environnement du Québec, 2001a).

Traitement	Organisme	Turbidité à l'eau filtrée (95 ^{ème} percentile)			
		≤ 0,15 UTN	0,15-0,30 UTN	0,31-0,50 UTN	0,51-1,0 UTN
Filtration conventionnelle ⁽¹⁾	Kystes de <i>Giardia</i>	3,0	2,5	2,0	0
	Oocystes de <i>Cryptosporidium</i>	2,5	2,0	1,5	0
	Virus	2,0	2,0	2,0	0
Filtration directe ⁽²⁾	Kystes de <i>Giardia</i>	2,5	2,0	1,5	0
	Oocystes de <i>Cryptosporidium</i>	2,5	2,0	1,5	0
	Virus	1,0	1,0	1,0	0
Filtration lente	Kystes de <i>Giardia</i>	2,0	2,0	2,0	2,0
	Oocystes de <i>Cryptosporidium</i>	2,0	2,0	2,0	2,0
	Virus	2,0	2,0	2,0	2,0

⁽¹⁾ : Incluant la coagulation, floculation, décantation et filtration.

⁽²⁾ : Incluant une coagulation avec ou sans floculation préalable.

Tableau 2.5: Sommaire des réglementations de l'Ontario et des États Unis sur l'eau potable: crédits d'enlèvement (en logs) de *Giardia*, *Cryptosporidium* et virus accordés aux filières de traitement (USEPA, 1989; Ontario Ministry of Environment, 2000).

	Traitement	<i>Giardia</i>	<i>Cryptosporidium</i>	Virus
Règlement de l'Ontario (Ontario Ministry of Environment, 2000)	Filtration conventionnelle	2,5	-	2,0
	Filtration directe	2,0	-	1,0
	Filtration lente	2,0	-	2,0
Règlement des États Unis (USEPA, 1989) (USEPA, 1998)	Filtration conventionnelle	2,5	2,0	2,0
	Filtration directe	2,0	2,0	1,0
	Filtration lente	2,0	2,0	2,0

Tableau 2.6 : Objectifs minimums de traitement selon le type d'eau brute à traiter
(Ministère de l'Environnement du Québec, 2001a).

Classe	Type d'eau brute	Réduction minimale obligatoire des organismes cibles		
		<i>Giardia</i>	<i>Cryptosporidium</i>	Virus
I	Eau de surface ou eau souterraine <u>susceptible</u> d'être sous l'influence d'une eau de surface	2 log (99%)	3 log (99,9%)	4 log (99,99%)
II	Eau souterraine <u>non susceptible</u> d'être sous l'influence d'une eau de surface <u>mais avec</u> un historique de contamination fécale	0 log (0%)	0 log (0%)	4 log (99,99%)
III	Eau souterraine <u>non susceptible</u> d'être sous l'influence d'une eau de surface <u>mais sans</u> un historique de contamination fécale	0 log (0%)	0 log (0%)	0 log (0%)

Au cours de la filtration, le fonctionnement des filtres est suivi à l'aide de la turbidité et des pertes de charge (Degrémont, 1989a). Dans les conditions optimales d'utilisation d'un filtre, les critères de turbidité maximale de l'effluent et de pertes de charge

maximales devraient être atteints en même temps. La durée d'un cycle de filtration correspond à la durée qui sépare deux lavages.

Un cycle de filtration contient généralement trois phases caractéristiques : maturation, stabilité et percée ou crevaisson (Amirtharajah et Wetstein, 1980; Amirtharajah, 1988; Amirtharajah *et al.*, 1999). La figure 2.1 présente ces différentes phases. La durée de la phase de maturation est fonction de l'eau propre qui se trouve au fond du filtre à la fin du lavage, de l'eau de lavage rémanente au-dessus et dans les pores du milieu filtrant et de l'affluent (Amirtharajah, 1988). Dépendamment de l'opération et de l'importance de chaque partie de ces eaux, on peut observer une percée simple (Adin et Rebhun, 1977) ou une percée double (Amirtharajah, 1988) pendant la phase de maturation.

Amirtharajah et Westein (Amirtharajah et Wetstein, 1980), de même Colton et collaborateurs (Colton *et al.*, 1996) ont mis en l'évidence l'existence de deux pics pendant la phase de maturation. Les deux pics de turbidité correspondent au passage de l'eau rémanente de lavage présent dans le filtre et au-dessus du filtre tandis que la latence est reliée à l'eau propre de lavage qui est restée en dessous du lit filtrant (Amirtharajah et Wetstein, 1980). Après la phase de maturation, on observe la phase de stabilité, caractérisée par une turbidité relativement stable. C'est dans cette phase qu'on enregistre la valeur minimale de la turbidité à l'effluent qui dépend entre autres de la résistance du floc (conditionnement chimique), de la profondeur du lit filtrant et de la

vitesse de filtration (Desjardins, 1997; Amirtharajah *et al.*, 1999). Vers la fin du cycle, on peut assister à une augmentation graduelle de la turbidité : c'est la phase de percée.

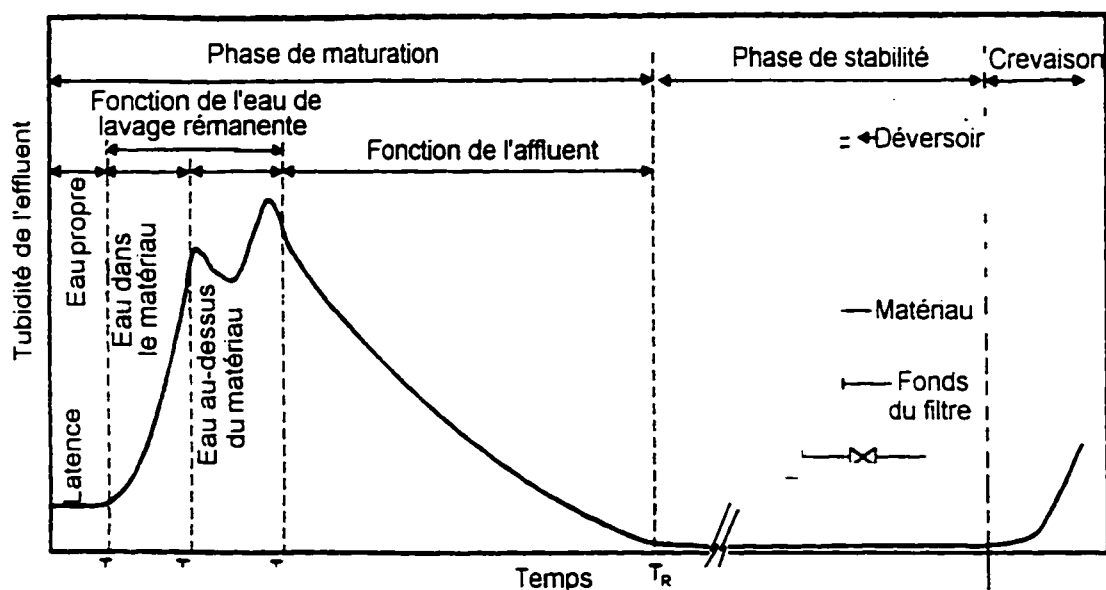


Figure 2.1 : Caractéristiques de la qualité de l'effluent en fonction temps pendant un cycle de filtration type, adapté de Amirtharajah *et al.* (1999).

2.5.2. COMPTES DE PARTICULES

La courbe représentant l'évolution des particules dans l'eau filtrée est similaire à celle de la turbidité et présente les même phases caractéristiques à savoir la maturation, la

stabilité et la percée ou crevaisson du filtre. Quelques études ont prouvé qu'un pourcentage élevé pouvant aller jusqu'à plus de 90% des particules qui se retrouvent dans l'effluent traversent le filtre au cours de la phase de maturation (O'Melia et Ali, 1978; Amirtharajah et Wetstein, 1980; Amirtharajah, 1985; Cranston et Amirtharajah, 1987; Amirtharajah *et al.*, 1999). Cette mauvaise qualité de l'eau filtrée est due au fait qu'à la remise en service d'un filtre, au début du cycle de filtration, l'efficacité d'enlèvement des particules est faible au sein du milieu filtrant (Cranston et Amirtharajah, 1987). Au fur et à mesure que la filtration avance, l'efficacité du filtre s'améliore étant donné que les particules arrêtées dans le filtre jouent à leur tour le rôle de collecteurs (Amirtharajah *et al.*, 1999). Dans une étude menée par O'Melia et Ali (O'Melia et Ali, 1978) il est démontré que l'amélioration de la qualité de l'eau filtrée à la fin de la phase de maturation est liée à l'amélioration de l'efficacité du filtre à cause des particules déjà retenues au sein du filtre. La phase de maturation est reconnue comme étant très critique car elle est à l'origine du passage de plusieurs organismes pathogènes à l'eau filtrée (Logsdon et Symons, 1981).

Au cours de la phase de stabilité, comme la turbidité, les comptes de particules à l'effluent restent relativement stables. Plus la filtration avance, plus les pores se remplissent et plus les forces de cisaillement augmentent à cause de la vitesse du liquide qui augmente graduellement dans le lit filtrant, tout cela ayant pour conséquence de diminuer l'efficacité d'attachement et d'augmenter le taux de détachement

(Amirtharajah *et al.*, 1999). Lorsque les particules recommencent à augmenter graduellement à l'effluent, c'est la fin de la stabilité et le début de la phase de crevaision (Amirtharajah *et al.*, 1999) qui va conduire à l'arrêt du cycle lorsque la valeur de consigne sera atteinte.

2.5.3. QUALITÉS MICROBIOLOGIQUES

Sur le plan microbiologique, plusieurs organismes ont un impact sanitaire important. Parmi les groupes les plus en vue, il y a des bactéries, des parasites (*Giardia* et *Cryptosporidium*) et les virus. De nos jours, *Giardia* et *Cryptosporidium* font l'objet d'un intérêt particulier à cause de leur résistance notoire à la désinfection chimique (Barbeau *et al.*, 1996, Venczel *et al.*, 1997).

2.5.4. UTILISATION DE LA TURBIDITÉ ET DES COMPTES DE PARTICULES COMME INDICATEURS DE L'ENLÈVEMENT PHYSIQUE DE *GIARDIA* ET *CRYPTOSPORIDIUM*

La nécessité de trouver des paramètres indicateurs d'enlèvement physique de *Giardia* et *Cryptosporidium* sera d'abord présenté. Cela sera suivi de la présentation des caractéristiques d'un bon indicateur d'enlèvement physique et des résultats obtenus à l'issu de diverses études visant à utiliser l'abattement de la turbidité ou les comptes de

particules comme indicateur d'enlèvement physique de *Giardia* et *Cryptosporidium*. Ce paragraphe se termine par une conclusion critique sur ce sujet.

2.5.4.1. Les indicateurs d'enlèvement physique

Vu leur remarquable résistance à la désinfection, *Giardia* et *Cryptosporidium* sont deux micro-organismes sur lesquels il faut exercer un contrôle serré dans les filières de traitement d'eau (Lisle et Rose, 1995; Compagnon *et al.*, 1997). Malheureusement, les méthodes de détection actuelles requièrent des équipements spécialisés et beaucoup de connaissances techniques (Santé Canada, 1998). Ce sont également des méthodes qui sont longues, fastidieuses, chères et peu fiables (Di Giovanni *et al.*, 1997; LeChevallier *et al.*, 1997; Smith et Hayes, 1997; Amirtharajah *et al.*, 1999; Allen *et al.*, 2000), ce qui souligne l'importance de définir des indicateurs d'enlèvement physique (Hendricks, 1984; Rose *et al.*, 1996; Hall et Croll, 1997). Ces indicateurs doivent être présents dans l'eau brute en grande quantité et faire l'objet d'une détection simple et économique; de plus leur enlèvement doit avoir une corrélation avec celui des organismes cibles (Barbeau, 1996)

2.5.4.2. Les comptes de particules comme indicateurs

Les abattements des comptes de particules ont été suggérés comme indicateurs de l'efficacité d'enlèvement de *Giardia* et *Cryptosporidium* (Goldgrabe et Summers, 1992;

Hargesheimer *et al.*, 1992; Foster *et al.*, 1994; Nieminski et Ongerth, 1995; Huck *et al.*, 1999). Utilisant plusieurs gammes de tailles, des corrélations diverses entre l'enlèvement des comptes de particules et l'enlèvement des kystes de *Giardia* et *Cryptosporidium* ont été trouvées (LeChevalier et Norton, 1992; West *et al.*, 1994; Nieminski et Ongerth, 1995). Le tableau 2.7 résume les gammes de tailles utilisées par quelques-uns de ces chercheurs.

Tableau 2.7 : Tailles de particules utilisées comme indicateurs de l'enlèvement des kystes de *Cryptosporidium* et de *Giardia* avec les données de particules (Ndiongue, 1999)

<i>Cryptosporidium</i>	<i>Giardia</i>	Référence
	5 – 15 μm	(Logsdon et Fox, 1982; Hilmoe et Cleasby, 1986) (Pirie (Malcom) Inc., 1989) cités par (Hargesheimer <i>et al.</i> , 1992) (Crozes <i>et al.</i> , 1994; Vande Venter et McAvoy, 1995)
	4 – 10 μm	(California department of health services, 1992) cité par (Goldgrabe <i>et al.</i> , 1994) (Goldgrabe <i>et al.</i> , 1994)
3 – 5 μm 4 – 7 μm 2 – 6 μm	7 – 12 μm	(McTigue et Cornwell, 1988) (Crozes <i>et al.</i> , 1994) (West <i>et al.</i> , 1994)
4 – 7 μm 2 – 8 μm	7 – 11 μm	(Nieminski et Ongerth, 1995) (Vande Venter et McAvoy, 1995)

LeChevallier et Norton (LeChevalier et Norton, 1992) ont trouvé des corrélations significatives entre l'enlèvement des particules supérieures à 5 μm et l'enlèvement des kystes de *Cryptosporidium* ($R^2 = 0,83$) et de *Giardia* ($R^2 = 0,88$). Nieminski et Ongerth (Nieminski et Ongerth, 1995) ont corrélié l'enlèvement des particules 4 à 7 μm à celui des kystes de *Cryptosporidium* et l'enlèvement des particules de 7 à 11 μm à celui des kystes de *Giardia* avec des coefficients de détermination R^2 respectifs de 0,79 et 0,82. Cependant, West et collaborateurs (West *et al.*, 1994), à la suite d'une étude pilote sur la filtration directe au cours de laquelle des kystes de *Cryptosporidium* étaient ajoutés à l'eau brute, ont montré que l'enlèvement des particules de 2 à 6 μm avait tendance à sous-estimer l'enlèvement des kystes de *Cryptosporidium*.

2.5.4.3. La turbidité comme indicateur

LeChevallier et Norton (LeChevalier et Norton, 1992) ont trouvé des corrélations entre l'enlèvement de la turbidité et l'enlèvement des kystes de *Cryptosporidium* et de *Giardia* avec des coefficients de détermination (R^2) respectifs de 0,77 et de 0,78. En pilote de filtration directe, West et collaborateurs (West *et al.*, 1994), ont montré que l'enlèvement de *Cryptosporidium* est supérieur à 2 log lorsque la turbidité de l'eau filtrée est inférieure à 0,10 UTN. Ainsi, plusieurs usines de traitement d'eau potable se

sont fixés un objectif de faibles turbidités à l'eau filtrée dans le but de réduire leur risque de contamination (Burlingame *et al.*, 1998).

2.5.4.4. Conclusion

Concernant les comptes de particules, malgré toutes les études de corrélation présentées ci-dessus, le débat demeure sur la validité du choix des gammes de tailles de particules permettant de les établir. Lewis et Manz (Lewis et Manz, 1991) ont utilisé un compteur mesurant la lumière diffractée pour mesurer les kystes de *Giardia muris*. Ils ont détecté ces kystes dans la gamme de taille 1 à 5 μm . Hargesheimer et collaborateurs (Hargesheimer *et al.*, 1992) ont utilisé cinq compteurs de différentes marques pour détecter les kystes de *Giardia muris* et de *Cryptosporidium parvum*. Les résultats obtenus ont permis de voir que la taille des kystes de *Giardia* est inférieure à 5 μm alors que la taille réelle est d'environ 7 à 10 μm de large et de 8 à 14 μm de long (Lin, 1985). Concernant *Cryptosporidium*, la taille mesurée par certains compteurs n'était que de 1 à 2 μm alors qu'elle est de 4 à 5 μm (Rose, 1988). En plus des écarts provenant des diverses technologies utilisées (Cleasby *et al.*, 1989; Sommer et Hart, 1991), la variabilité des tailles mesurées serait due au fait que la forme ainsi que l'indice de réfraction des kystes sont différents de ceux des sphères opaques utilisées pour le calibrage des compteurs (Ndiongue, 1999).

Par ailleurs, quelques questions demeurent sur la fiabilité des essais de validation quand on sait que les espèces utilisées dans les recherches sont des organismes retirés de leur milieu naturel, manipulés et conservés en laboratoire. Leur intégrité et leur viabilité ne seraient pas établies.

La mesure de turbidité est une technique qui est assez bien maîtrisée de nos jours. Il semblerait que l'abaissement de la turbidité de l'eau filtrée (en dessous de 0.1 UTN par exemple) permettrait, mieux que le suivi de l'abattement des comptes de particules, de garantir un meilleur enlèvement des kystes de *Giardia* et *Cryptosporidium* (West *et al.*, 1994; Ndiongue, 1999).

2.6. MODÉLISATION DE LA FILTRATION

2.6.1. BUT DE LA MODÉLISATION

L'optimisation de la filtration dans le but de respecter les normes de plus en plus rigoureuses exige une compréhension des mécanismes microscopiques et macroscopiques qui contrôlent l'enlèvement des particules en filtration (Amirtharajah *et al.*, 1999). Le but de la modélisation est de prédire le comportement ainsi que les performances des filtres. Les modèles actuels proviennent de deux approches principales

(macroscopiques et microscopiques) et prédisent principalement l'efficacité du filtre à éliminer les particules ou la turbidité ainsi que l'évolution des pertes de charge dans le milieu filtrant (O'Melia et Ali, 1978; Tien et Payatakes, 1979; Ngo *et al.*, 1995).

2.6.2. SOMMAIRE DES MODÈLES MICROSCOPIQUES ET MACROSCOPIQUES

L'approche microscopique de modélisation encore appelée théorie des trajectoires est une approche qui vise à donner de l'information sur ce qui se passe à l'intérieur du lit filtrant et tient compte des mécanismes de transport, d'attachement et de détachement des particules (Tien et Payatakes, 1979; Ngo *et al.*, 1995). Son principe est de voir un lit filtrant comme un ensemble de collecteurs et de déterminer le taux de rétention des particules en suspension des collecteurs au passage du liquide (Amirtharajah, 1988). Cette approche tient aussi compte des propriétés physiques et chimiques du matériau filtrant et des particules (Tien et Payatakes, 1979).

L'approche macroscopique vise à décrire les changements de concentration ou de masse de particules dans l'eau filtrée en fonction des particules retenues au sein du lit filtrant. Le bilan de masse décrit l'accumulation globale des particules dans les pores du milieu filtrant (Amirtharajah, 1988). Plusieurs modèles macroscopiques sont dérivés de la forme générale proposée par Ives (Ives, 1969):

$$\lambda = \lambda_0 \times \left[1 + \frac{\sigma}{1 - f_0} \right]^a \times \left[1 - \frac{\sigma}{f_0} \right]^b \times \left[1 - \frac{\sigma}{\sigma_u} \right]^c \quad (2.1)$$

où λ , λ_0 , σ , σ_u , et f_0 sont respectivement le coefficient du filtre à un temps donné, le coefficient initial du filtre, le dépôt spécifique, la valeur de saturation du dépôt spécifique et la porosité du filtre propre. Les paramètres a , b et c sont des constantes empiriques.

2.6.2.1. Modélisation de l'enlèvement des particules

Pour les modèles macroscopiques, l'enlèvement des particules dans le filtre se mesure par le paramètre λ qui caractérise la capacité de remplissage du lit filtrant (Iwasaki, 1937; Adin, 1977; Faust, 1998). Pour les modèles microscopiques, l'enlèvement des particules se mesure à travers l'efficacité d'enlèvement η qui caractérise la capacité du collecteur (grain du lit filtrant) à retenir les particules s'y approchant (Yao *et al.*, 1971; Faust, 1998). η est donc le rapport entre le flux de particules qui adhèrent au collecteur sur le flux de particules entrées en collision (Tobiason et O'Melia, 1988).

*2.6.2.1.1. Impact de quelques paramètres sur l'efficacité
d'enlèvement des particules*

L'efficacité d'enlèvement des particules est influencée par plusieurs paramètres parmi lesquels la vitesse de filtration, le diamètre effectif, la hauteur du milieu filtrant ainsi que les doses de produits chimiques qui caractérisent le degré de déstabilisation des particules (Letterman, 1987; Faust, 1998). Le tableau 2.8 résume les impacts de certains de ces paramètres.

Tableau 2.8 : Impact de l'augmentation de certains paramètres sur l'efficacité d'enlèvement des particules. Adapté de (Letterman, 1987), repris par (Faust, 1998)

Paramètre	Variation de l'efficacité d'enlèvement
Vitesse de filtration (vitesse interstitielle)	Diminution
Diamètre effectif (diamètre des pores)	Diminution
Hauteur de matériau (longueur des pores du filtre)	Augmentation
Efficacité d'enlèvement des particules (degré de déstabilisation des particules)	Augmentation
Concentration des particules dans l'affluent	Pas de variation
Densité des particules	Augmentation

2.6.2.1.2. Sommaire des modèles d'enlèvement des particules

Plusieurs modèles ont été développés dans le but de prédire l'enlèvement des particules au sein d'un lit filtrant. Le tableau 2.9 résume l'essentiel des spécificités, forces et faiblesses de ces modèles.

Tableau 2.9 : Sommaire des modèles de prédiction de l'enlèvement des particules

Références	Équation du modèle	Spécificité, forces et faiblesses
Yao <i>et al.</i> (1971)	$\eta_0 = \eta_s + \eta_I + \eta_D$ $\eta_D = 4.04 Pe^{-1/3} = 0.9 \left(\frac{kT}{\mu d_p d_i U} \right)^{2/3}$ $\eta_s = \frac{g(\rho_p - \rho) d_p^2}{18 \mu v}$ $\eta_I = \frac{\rho_p d_p^3 U}{18 \mu d_i}$	- Peu précis (Vigneswaran, 1997) - Ne prends en compte que trois mécanismes de transport dominants - Ignore les mécanismes d'attachement - Influencés par les forces électrostatiques et de van der Waals - Développé en suspension monodispersée - Particules et matériau artificiels - Caractérise juste le début du cycle de filtration
Rajagopalan et Tien (1976; 1979)	$\eta_0 = 4A_s^{1/3} N_{re}^{-2/3} + A_s N_{Lo}^{1/8} N_K^{15/8} + 3.38 \times 10^{-3} A_s N_G^{1/2} N_K^{-0.4}$ $A_s = \frac{2(1-p^*)}{2-3p+3p^*-2p^*} \quad N_{re} = \frac{12\pi\mu d_i d_p U}{kT} \quad p = (1-f)^{1/3}$ $N_{Lo} = \frac{4H}{9\pi\mu d_p^3 U} \quad N_K = \frac{(\rho_p - \rho) g d_p^2}{18 \mu U} \quad N_K = \frac{d_p}{d_i}$	- Approche dénommée "sphere-in-cell" ; considère un collecteur comme une sphère soumise au passage du fluide à sa surface et subissant l'influence des collecteurs voisins - Suspension monodispersée - Particules et matériau artificiels - Caractérise juste le début de filtration - $NR \leq 0,18$; $Re < 10$; $NR \cdot NG \ll 1$

Tableau 2.9 : Sommaire des modèles de prédiction de l'enlèvement des particules (suite)

Références	Équation du modèle	Spécificité, forces et faiblesses
Adin et Rebhun (1977)	$\frac{\partial \sigma}{\partial t} = \lambda U C_0 - k_d \sigma$	- Approche macroscopique - Approche simpliste - Considère l'efficacité globale du filtre - Tient compte du détachement dans le filtre - Considère que le détachement est directement relié à la quantité de particules accumulées dans le filtre et du gradient hydraulique - N'est applicable que lorsque la qualité de l'effluent commence à se dégrader
O'Melia et Ali (1978)	$\eta_r = \alpha \eta_0 + N_p \eta_p \alpha_p \left(\frac{d_p}{d_i} \right)^2$	- Extension de la notion de collecteur aux particules déjà retenues dans le filtre - Suspension monomodale - Juste la phase de maturation - Le dépôt est illimité dans le filtre

Tableau 2.9 : Sommaire des modèles de prédiction de l'enlèvement des particules (suite)

Références	Équation du modèle	Spécificité, forces et faiblesses
Vigneswaran et Ben Aim (1985)	$\eta_{r,i}^*(dL,i) = \alpha_1 \eta_1 + N_{p,1}(dL,i) \eta_{p,1} \varepsilon_{p,1} \left(\frac{d_{p,1}}{d_i} \right)^2$ $+ \gamma N_{p,2}(dL,i) \eta_{p,2} \alpha_{p,2} \left(\frac{d_{p,2}}{d_i} \right)^2$	- Modèle bimodale - Limiter à 2 tailles de particules
Vigneswaran et Chang (1986, 1989)	$\eta_{r,i} = \alpha \eta_0 \left[1 + \alpha_p \eta_p \beta \frac{\pi}{4} d_p^2 \times \sum_i C_0 \Delta \exp \left(-\frac{3}{2} (1 - f_0) \eta_{i-1} \frac{dL}{d_i} \right) \right]$ $- \beta \sum_{i=1}^j \frac{1}{C_0} \sum_i (\eta C)_{i-1}$	- N'intègre pas l'aspect polydispersé de l'affluent - Permet de prédire la qualité de l'eau filtrée en fonction de l'efficacité d'enlèvement - Modélise les phases de maturation, stabilité et percée - Tient compte de la décroissance du taux d'enlèvement du filtre
Dharmappa et al. (1992)	$\eta_{mi} = \alpha_m \eta_0 \left[1 + \alpha_m \eta_m \beta \frac{\pi (10^6)}{4} d_{pm}^2 \times \sum_i \eta_{mi-1} \Delta \exp \left(-\frac{5}{2} (1 - f) \eta_{i-1} \frac{\Delta L}{d_i} \right) - D \right]$ $+ \gamma \left(\eta_{mi-1} - \eta_{mi} \alpha_{mi} \right) + (1 - \gamma) \left(\eta_{mi-2} - \eta_{mi} \alpha_{mi-2} \right) + (1 - \gamma)^2 \left(\eta_{mi-3} - \eta_{mi} \alpha_{mi-3} \right) + \dots$ $+ (1 - \gamma)^m \left[\eta_i - \eta \alpha \right] + (1 - \gamma)^{m-2} D + (1 - \gamma)^m D + \dots + (1 - \gamma) D + D$	- Optimisation de la filtration en lit profond pour des suspensions polydispersées - Approche consistant à considérer chaque classe de taille de particules m séparément - Tient compte de l'influence des particules entre elles

2.6.2.2. Modélisation de l'évolution des pertes de charge

Cette section présente l'impact des principaux paramètres sur l'évolution des pertes de charge ainsi qu'un sommaire des principaux modèles de prédiction des pertes de charge.

2.6.2.2.1. Impact de quelques paramètres sur l'évolution des pertes de charge

Au cours de la filtration, l'évolution des pertes de charge est fonction de plusieurs paramètres dont le taux de d'accumulation des particules dans le lit filtrant, la vitesse de filtration, le diamètre effectif et la hauteur du lit filtrant, la répartition de l'accumulation dans le lit total (Letterman, 1987). Le tableau 2.10 résume l'effet de certains paramètres importants sur l'évolution des pertes de charge.

Tableau 2.10 : Impact de l'augmentation de quelques paramètres sur l'évolution des pertes de charge. Adapté de (Letterman, 1987)

Paramètre	Variation du taux de développement des pertes de charge
Vitesse de filtration	Augmentation
Diamètre effectif (diamètre des pores)	Diminution
Hauteur du lit (Longueur des pores)	Diminution *
Taux de dépôt des particules (base massique)	Augmentation
Profondeur sur laquelle le dépôt se fait	Diminution

* Si tous les pores sont utilisés dans le processus de dépôt.

2.6.2.2.2. Sommaire des modèles sur l'évolution des pertes de charges

Les mécanismes de la filtration étant très complexes, il est très difficile de développer une équation qui décrit les pertes de charge au cours de la filtration. Plusieurs chercheurs dont O'Melia et Ali (O'Melia et Ali, 1978), Darby et collaborateurs (Darby *et al.*, 1992), Tobiason et Vigneswaran (Tobiason et Vigneswaran, 1993) ont tout de même établi des équations mathématiques qui tentent de décrire ces mécanismes: ces équations sont résumées au tableau 2.11.

Tableau 2.11 : Sommaire des modèles de prédiction de l'évolution des pertes de charge

Références	Équation du modèle	Spécificité, forces et faiblesses
Carman-Kozeny (1937)	$\frac{h_0}{dL} = 36 K \frac{\mu U}{\rho g} \frac{(1-f_0)^2}{f_0^3} \left(\frac{S_1}{6d_i} \right)^2$	- Lit propre - Pertes de charge initiales - Applicable en écoulement laminaire - $Re < 6$
Rose (1949)	$\frac{h_0}{dL} = \frac{1,067 C_b U^2}{S_2 g f_0^4 d_i}$	- Lit propre - Pertes de charge initiales
Ergun (1952)	$\frac{h_0}{dL} = \frac{417 \mu (1-f_0)^2}{\rho g f_0^3} \left(\frac{6}{\psi d_p} \right)^2 U + K \frac{(1-f_0)^6 U^2}{f_0^3 \psi d_p g}$	- Lit propre - Pertes de charge initiales - $1 < Re < 2000$
Ives, 1980 ; Mints, 1966) :	$\frac{d h}{d L} = \left(\frac{d h}{d L} \right)_0 + \lambda \sigma$	- empirique et non-prédictive

Tableau 2.11 : Sommaire des modèles de prédiction de l'évolution des pertes de charge (suite)

Références	Équation du modèle	Spécificité, forces et faiblesses
Vigneswaran et Ben Aim (1989)	$\left(\frac{dh}{dL}\right)_i = 36K \frac{\mu}{\rho} \frac{U}{g} \frac{(1-f_i)^2}{f_i^3} \left(\frac{S_2}{6d_i}\right)^2 \times \left(\frac{1+\beta \left(\frac{S_2}{S_1}\right)^2 \frac{(N_m d_m^2)}{(N_i d_i^2)}}{1+\left(\frac{S_2}{S_1}\right)^3 \frac{(N_m d_m^3)}{(N_i d_i^3)}} \right)^2$	- Ne tient pas compte l'impact de la taille des ...particules dans les différentes couches du filtre - Modélisation monodispersée
Ngo, Vigneswaran et Dharmappa (1995)	$\frac{dh}{dL} = 36K \frac{\mu}{\rho} \frac{U}{60g} \frac{(1-f_i)^2}{f_i^3} \left(\frac{S_2}{6d_i}\right)^2 \times \left(\frac{1+\beta \left(\frac{S_2}{S_1}\right)^2 10^8 \frac{(\sum N_{pmf} d_{pmf}^2)}{(N_i d_i^2)}}{1+\left(\frac{S_2}{S_1}\right)^3 10^{12} \frac{(\sum N_{pmf} d_{pmf}^3)}{(N_i d_i^3)}} \right)^2$	- Optimisation de la filtration en lit profond pour des suspensions polydispersées, - Optimisation de la filtration en lit profond pour des suspensions polydispersées

2.6.3. FORCES ET FAIBLESSES DES MODÈLES MICROSCOPIQUES ET MACROSCOPIQUES

Les modèles macroscopiques et microscopiques présentent l'avantage de pouvoir expliquer certains des phénomènes qui se passent au sein du filtre. Toutefois il est très difficile de les appliquer dans la réalité. Ces modèles sont beaucoup plus théoriques que pratiques. Ils contiennent généralement des paramètres et constantes d'ajustement dont l'évaluation est en réalité très difficile (facteur de forme du matériau filtrant, facteur de forme des particules en suspension, etc.). Ils sont beaucoup plus spécifiques aux sites pour lesquels ils ont été calibrés, d'où la difficulté de les généraliser. Les modèles macroscopiques et microscopiques sont essentiellement empiriques et ne peuvent être utilisés pour les objectifs de prédiction (Amirtharajah, 1999).

2.7. CONCEPTION ET EXPLOITATION DES FILTRES

Cette partie a pour objectif de présenter les principaux paramètres de conception et d'exploitation des filtres pour ensuite présenter l'état des connaissances actuel sur la conception et l'exploitation des filtres.

2.7.1. PRINCIPAUX PARAMÈTRES DE CONCEPTION ET D'EXPLOITATION DES FILTRES

Plusieurs facteurs peuvent influencer l'efficacité de la filtration. Il s'agit entre autres des caractéristiques du lit filtrant du type de matériau ou des paramètres d'exploitation (Letterman, 1987; Desjardins, 1997; Faust, 1998).

2.7.1.1. Les paramètres de conception

Les principaux paramètres de conception d'un lit filtrant englobent le diamètre effectif, le coefficient d'uniformité, la hauteur de matériau et la configuration qui peut être mono- ou multicouche.

2.7.1.1.1. Caractéristiques du lit filtrant

Une diminution du diamètre effectif diminue la taille des pores du lit filtrant (Sherard *et al.*, 1984; Amirtharajah, 1988), ce qui améliore l'enlèvement des particules. En effet, Letterman (Letterman, 1987) a trouvé qu'une augmentation du diamètre effectif et donc de la taille des pores d'un lit filtrant a pour effet de diminuer l'efficacité d'enlèvement des particules. Cependant la diminution du diamètre effectif contribue à un développement rapide des pertes de charge (Carman, 1937; Letterman, 1987). La hauteur d'un matériau filtrant doit être ajustée en tenant compte de son diamètre effectif. En effet, Kavanaugh et collaborateurs (Kavanaugh *et al.*, 1977) ont développé un modèle qui prédit que la qualité de l'effluent de différents filtres sera la même si leurs rapports L/d (profondeur du filtre / diamètre des grains) sont égaux. Cette conclusion

rejoint celle des études menées précédemment par Ives et Sholji (Ives et Sholji, 1965).

Par ailleurs, lorsqu'un lit multicouche est utilisé – souvent pour améliorer la qualité de l'eau filtrée, il est très souvent constaté que le développement des pertes de charges est plus rapide dans un filtre tri-couche que bi-couche. Toutefois la qualité de l'effluent ne se trouve pas toujours d'autant améliorée (Cleasby *et al.*, 1989; Yates *et al.*, 1997).

2.7.1.1.2. Type de matériau

Pour la conception des filtres d'eau potable, une décision vitale est le choix du type de matériau et du diamètre effectif (Craft, 1971). Les matériaux les plus communs en filtration rapide sont le sable, l'antracite, le grenat et l'ilménite (Faust, 1998). Une étude comparative des performances du sable et de l'antracite menée par Craft (Craft, 1971) a montré que la performance de l'antracite seul était supérieure à celle du sable seul. Cet auteur mentionne cependant que, l'antracite est moins fiable que le sable pour le traitement des eaux brutes dont la qualité est sujette à des variations brusques.

2.7.1.2. Principaux paramètres d'exploitation des filtres

L'exploitation des filtres fait appel au choix d'un certain nombre de paramètres dont le traitement chimique (coagulation-floculation), la vitesse de filtration et la submergence (Faust, 1998).

2.7.1.2.1. Traitement chimique

Le traitement chimique est très important pour améliorer les performances de la filtration. En filtration directe, Faust (Faust, 1998) estime que la clé du succès réside dans l'ajustement des doses optimales de coagulant et de polymères, utilisés en faibles doses (Cleasby et Logsdon, 1999). Cette filière simplifiée est vulnérable aux changements brusques de la qualité de l'eau brute (Faust, 1998), d'où la nécessité d'opérer en tout temps avec un conditionnement chimique optimal.

2.7.1.2.2. Vitesse de filtration

Cleasby et Baumann (Cleasby et Baumann, 1962) ont montré que l'augmentation de la vitesse améliore la productivité des filtres mais peut contribuer à la détérioration de la qualité de l'eau filtrée. Cela s'explique par une augmentation des forces de cisaillement au sein du lit filtrant, diminuant ainsi l'efficacité d'enlèvement des particules (Letterman, 1987; Faust, 1998). Des percées rapides du filtre et une augmentation rapide des pertes de charges s'ensuivent. La durée des cycles de filtration et le rendement s'en trouvent amoindris (Cleasby et Baumann, 1962; Cleasby *et al.*, 1989). Selon Cleasby et Baumann la vitesse de filtration optimale est celle au-delà de laquelle la productivité commence diminuer.

2.7.1.2.3. Submergence

La submergence est la hauteur d'eau au-dessus du lit filtrant. Les grandes vitesses de

filtration entraînent un développement rapide des pertes de charges dans le filtre (Cleasby et Baumann, 1962). L'augmentation de la submergence aurait pour effet d'augmenter les pertes de charges admissibles et donc de rallonger la durée des cycles de filtration et de bonifier la productivité.

2.7.2. ÉTATS DES CONNAISSANCES SUR LA CONCEPTION ET L'EXPLOITATION DES FILTRES

De nos jours, la conception et l'exploitation des filtres est encore un processus empirique, contrôlé par les préférences des firmes de conception, par les contraintes imposées par les autorités, les arguments commerciaux des différents fournisseurs d'équipements ainsi que des exigences budgétaires (Boller et Kavanaugh, 1995). D'après Monk (Monk, 1987), la sélection des caractéristiques du matériau filtrant, le cœur de tout système de filtration, est généralement basée sur des décisions arbitraires, sur la tradition ou sur des approches standards. De ce fait, on peut affirmer qu'il n'existe pour le moment aucune procédure scientifique bien établie qui conditionne le choix et les caractéristiques des matériaux filtrants, la configuration ou l'opération des filtres. Les critères de conception des filtres se résument souvent à un ensemble de plages de valeurs applicables aux différents paramètres (Canadian Water and Wastewater Association, 1993; Chen, 1995). Les tableaux 2.11 et 2.12 donnent un résumé des critères de conception des filtres couramment utilisés "Canadian Water and Wastewater Association" (1993).

Tableau 2.12 : Sommaire des technologies de filtration. Extrait de Canadian Water and Wastewater Association (Canadian Water and Wastewater Association, 1993).

Paramètre	Filtres rapides à sable	Filtres multicouches	Filtres sur précouche (terre diatomée)
Vitesse de filtration	4,0 - 13,0 m/h	4,8 - 24 m/h	6,5 - 16 m/h
Superficie du lit filtrant	Petit, 40 à 400 m ²	Petit	Petit
Hauteur du lit filtrant	450 mm de gravier; 750 mm de sable ou moins.	Variable, voir tableau 2.13	12 - 40 mm
Granulométrie du matériau	0,45 mm et plus; Coefficient d'uniformité, 1,5 et moins, selon le système de drainage	Variable, voir tableau 2.13	0,5 - 12 mm
Distribution de la taille du matériau dans le sable	Stratifié = petit grains au-dessus et gros grains en-bas.	Contraire du filtre rapide à sable	Non stratifié
Système de drainage	Tuyaux perforés ou des équipements poreux	Semblable à celui du filtre rapide à sable	Pas applicable
Pertes de charge	0,3 m (début) à 2,5 m (fin)	Semblable à celui du filtre rapide à sable	2,4 m (début) à 14 m (fin)
Durée du cycle	12 - 72 h	Semblable à celui du filtre rapide à sable	24 - 120 h
Pénétration des particules	Profond	Profond	Superficiel
Techniques de lavage	Décrochage et élimination des particules par lavage à courant ascendant qui fluidise le lit filtrant; possibilité d'utilisation des jets d'eau ou d'air pour améliorer le lavage	Semblable à celui du filtre rapide à sable	Lavage à contre courant
Volume d'eau de lavage du sable	1 - 6% du volume d'eau filtré	3 - 5% du volume d'eau filtré	Pas applicable
Prétraitement chimique	Coagulation, floculation et décantation	Semblable à celui du filtre rapide à sable	Aucun en général
Traitement supplémentaire	Désinfection	Désinfection	Désinfection
Coûts de construction, U.S.A	Relativement faibles	Relativement faibles	Relativement élevés
Coûts d'exploitation	Relativement élevés	Relativement élevés	Relativement élevés
Coûts de dépréciation	Relativement élevés	Relativement élevés	Relativement élevés

Source: Finch et al. (1985)

Tableau 2.13 : Données typiques de conception pour filtres multicouches. Extrait de Canadian Water and Wastewater Association (Canadian Water and Wastewater Association, 1993).

Caractéristique	Valeur	
	Plage	Typique
Filtres bicouches		
Anthracite:		
Profondeur (mm)	300 - 600	450
Diamètre effectif (mm)	0,8 - 2,0	1,2
Coefficient d'uniformité	1,3 - 1,8	1,6
Sable:		
Profondeur (mm)	150 - 300	300
Diamètre effectif (mm)	0,4 - 0,8	0,55
Coefficient d'uniformité	1,2 - 1,6	1,5
Vitesse de filtration (m/h)	4,8 - 24	12
Filtres multicouches		
Anthracite (Couche supérieure d'un filtre ayant 4 couches):		
Profondeur (mm)	200 - 400	200
Diamètre effectif (mm)	1,3 - 2,0	1,6
Coefficient d'uniformité	1,5 - 1,8	1,6
Anthracite (Deuxième couche d'un filtre ayant 4 couches):		
Profondeur (mm)	100 - 400	200
Diamètre effectif (mm)	1,0 - 1,6	1,2
Coefficient d'uniformité	1,5 - 1,8	1,6
Anthracite (Couche supérieure d'un filtre tricouche):		
Profondeur (mm)	200 - 500	400
Diamètre effectif (mm)	1,0 - 2,0	1,4
Coefficient d'uniformité	1,3 - 1,8	1,6
Sable:		
Profondeur (mm)	200 - 400	250
Diamètre effectif (mm)	0,4 - 0,8	0,5
Coefficient d'uniformité	1,3 - 1,8	1,6
Grenat ou ilménite:		
Profondeur (mm)	50 - 150	100
Diamètre effectif (mm)	0,2 - 0,6	0,3
Coefficient d'uniformité	1,5 - 1,8	1,6
Vitesse de filtration (m/h)	4,8 - 24	12

Source: D'après Metcalf et Eddy, Inc. 1979, cité par Finch et al. 1985

2.8. CONCLUSION

Il ressort de cette revue bibliographique que les critères actuels de conception et d'exploitation des filtres sont encore plus basés sur des approches empiriques et standards que sur des concepts scientifiques rigoureux. D'autres part les différentes approches de modélisation de la filtration élaborées tant par une approche macroscopique que microscopique sont rarement un outil d'aide à la conception et à l'exploitation des filtres. En effet, elles font intervenir beaucoup de paramètres théoriques qui permettent plus d'expliquer les résultats du processus de filtration que de les prédire.

CHAPITRE 3

MATÉRIELS ET MÉTHODES

Cette section complète les sections de matériels et méthodes comprises dans les articles soumis pour publication. L'usine pilote constitue la principale installation ayant servi à la réalisation de ce projet. Elle est décrite en détail dans ce chapitre et d'autres informations pertinentes sur les équipements additionnels sont présentés dans les chapitres appropriés rédigés sous forme d'articles scientifiques.

3.1. MATÉRIEL : DESCRIPTION DE L'USINE PILOTE

L'usine pilote est présentée dans la figure 3.1. D'une capacité de 45 m³/d, il comprend quatre principales parties : l'unité de stockage de l'eau du robinet, le système de préparation de l'eau brute à base du kaolin, l'unité de prétraitement chimique et les colonnes de filtration.

L'unité de stockage de l'eau du robinet de la ville de Montréal comprend deux grands réservoirs de capacité 15 m³ chacun. Le stockage permet le maintien à une température stable de 20 °C ± 0.5 °C à laquelle sont réalisées toutes les expériences. Le temps de séjour dans les réservoirs permet en outre le dégazage de l'eau.

Le système de préparation de l'eau brute à base du kaolin est constitué d'un bassin de

dissolution du kaolin (K1) et d'un bassin de maintien en suspension du kaolin dissous (K2). La procédure de fabrication des eaux brutes reconstituées à base de kaolin est expliquée en détails au chapitre 4.

Le prétraitement chimique consiste en l'addition à l'eau brute d'un coagulant, l'alun et d'un polymère cationique de type polyDADMAC (diallyl diméthyl ammonium chloride), le Percol LT35 comme aide-floculant. Le polymère est ajouté dans un floculateur. L'addition des produits chimiques se fait à l'aide de pompes doseuses de précision pour un contrôle rigoureux des doses appliquées.

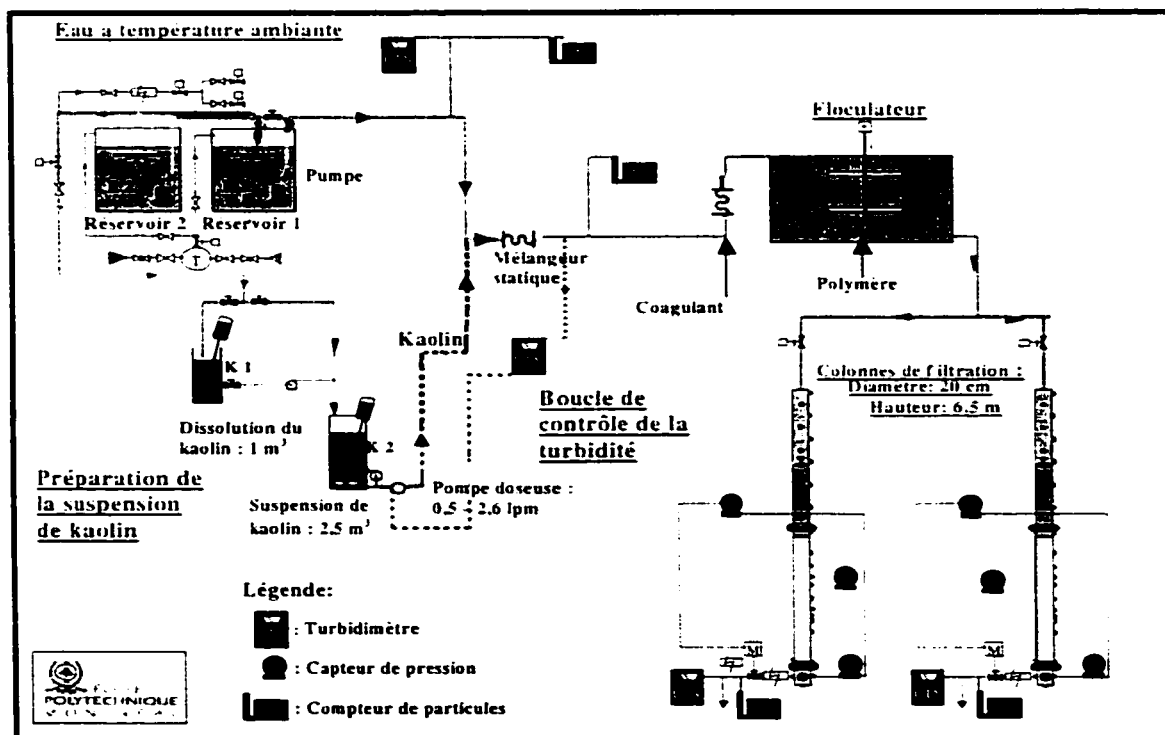


Figure 3.1 : Schéma de l'usine pilote

L'unité de filtration est constituée de deux colonnes en PVC de 20 cm de diamètre et de 6,5 m. Les colonnes de filtration sont munies sur toute leur hauteur de nombreuses prises d'échantillonnage. Elles sont ainsi conçues de façon à permettre une grande flexibilité, nécessaire pour tester différentes configurations de filtres.

L'usine pilote est automatisée pour en faciliter l'opération en continu. L'acquisition des données d'opération et des performances des filtres est faite sur un ordinateur central de contrôle. Les pertes de charge sont mesurées à l'aide de piézomètres installés tout au long des filtres et raccordés aux détecteurs de pression différentielle (dp-cell). Les caractéristiques des eaux brutes et des eaux traitées sont suivies grâce à quatre compteurs de particules (1900 WPCTM - Hach), de 4 turbidimètres en continue (trois de Modèle 1720D - Hach, un Ratio 2000 Modèle 42100 - Hach) et d'un turbidimètre de table (Modèle 18900 - Hach) pour les mesures ponctuelles de turbidité.

3.2. MÉTHODES

La présente section débute par la présentation des méthodes de contrôle et d'analyse. La méthode statistique est ensuite présentée comme outil de planification d'expériences. La manière dont cet outil est utilisé dans les différentes phases de ce projet est enfin présentée.

3.2.1. MÉTHODES D'ANALYSE ET DE CONTRÔLE

Ici, seront surtout développées, les méthodes liées à l'analyse et au contrôle des comptes de particules et de la turbidité. L'acquisition des données est faite en continue sur l'ordinateur de contrôle du pilote.

3.2.1.1. Compteurs de particules

Quatre compteurs de particules ont été utilisés au cours de ce projet. Ils ont permis de faire des mesures à l'eau du robinet, à l'eau brute reconstituée et à l'effluent des filtres. Ces compteurs fonctionnent sur le principe de l'obstruction de la lumière et peuvent détecter des particules dont la taille varie entre 2 et 800 micromètres en 1 à 15 canaux différents selon le choix de l'utilisateur. L'acquisition des données et leur visualisation graphique sont assurés par le logiciel *AquaviewTM*.

Le débit d'alimentation des compteurs est de 200 mL/min. L'alimentation est gravitaire, ce qui élimine le risque de bris des particules occasionné par des pompes d'échantillons.

3.2.1.2. Turbidité

La turbidité de l'eau brute reconstituée est mesurée en continue par un turbidimètre analogique (Ratio 2000 Modèle 42100, Hach, USA) alors que celles de l'eau du robinet

(réservoirs de stockage) et des eaux filtrées sont suivies par des turbidimètres digitaux (Modèle 1720D, Hach, USA).

Chacun des turbidimètres est calibré selon les instructions du manufacturier à l'aide d'une solution fraîche fabriquée de formazine. Le turbidimètre de table régulièrement calibré sert de référence et permet de faire des mesures sporadiques de contrôle. Les autres turbidimètres sont re-calibrés lorsque l'écart par rapport à la référence est de plus de 5%.

3.2.2. UTILISATION DE L'OUTIL STATISTIQUE POUR LA PLANIFICATION D'EXPÉRIENCES

L'expérimentation peut être vue comme la stratégie fondamentale qu'utilisent les ingénieurs et les scientifiques dans le but d'accroître la compréhension des phénomènes. Toutefois, les méthodes que ceux-ci utilisent pour définir leurs plans d'expériences ne sont pas toujours bien appropriées. La technique traditionnelle, très souvent utilisée, préconise la variation d'un seul facteur à la fois. Cette façon de procéder comporte beaucoup d'inconvénients et devrait selon Clément (1998) être découragée. Par exemple, du point de vue pratique, il est presque impossible d'estimer l'effet de chaque facteur sur la réponse d'un système indépendamment des autres paramètres. Il y a aussi le fait qu'il ne soit pas possible dans ce cas de détecter les effets d'interaction entre les différents paramètres. Par contre, un design statistique d'expérience, bien qu'ayant ses

propres inconvénients présente de sérieux avantages qu'il vaut la peine de considérer lors de l'élaboration d'un protocole d'expérimentation.

3.2.2.1. Avantages et désavantages de la méthode statistique

Un plan statistique d'expérience présente plusieurs avantages. Entre autres, ce type de design permet :

- d'étudier le maximum de facteurs avec peu d'essais, ceci en adoptant des plans fractionnaires plutôt que factoriel complet;
- de varier plusieurs paramètres de contrôle (intrants) d'un essai à un autre dans le but d'évaluer leurs influences sur les variables de réponse (extrants);
- de faire varier chaque paramètre avec un petit nombre de modalités (valeurs prises par le paramètre), deux pour la phase de tamisage des facteurs, trois ou plus pendant la phase d'optimisation et de modélisation mathématique du procédé;
- de trouver des réponses aux questions fondamentales concernant : les variables critiques de contrôle affectant les variables de réponse, la relation mathématique entre les variables de contrôle et de réponse, l'obtention d'une certaine valeur (minimale, nominale, maximale) de la variable de réponse en agissant tout simplement sur les intrants;
- de réaliser les bénéfices suivants:
 - minimiser le coût d'expérimentation en minimisant le nombre d'essais;

- faciliter l'interprétation et la communication de résultats;
- diminuer le temps d'expérimentation et de conception des équipements;
- améliorer les procédés, conduisant à des produits haut de gamme.

Une limite liée à l'application de l'approche statistique réside dans la nécessité de réaliser l'ensemble des essais prévus avant toute analyse des résultats.

3.2.2.2. Fonctionnement et principales phases d'une approche expérimentale statistique

Un design statistique permet d'étudier un système comme une boîte noire en modifiant les facteurs de contrôle (intrants) et en étudiant les réponses (extrants) générées par ce système. La figure 3.2 donne une vue schématique d'un procédé dans un contexte d'expérimentation statistique.

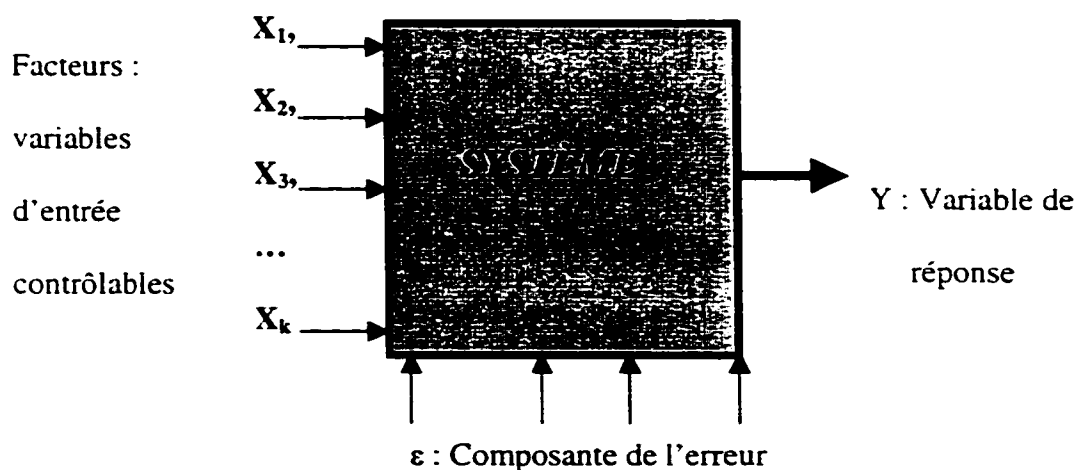


Figure 3.2 : Design statistique d'expérience : vue schématique du procédé

Une expérimentation statistique nécessite une approche méthodique. Celle suggérée à la figure 3.3 est recommandée car, elle représente la sagesse et les pratiques des meilleures références et chercheurs en ce qui concerne les expérimentations statistiques (Clément, 1998). Il s'agit d'une approche « Top-down » débutant avec plusieurs facteurs (paramètres) et utilisant 2 principales phases :

- 1) la phase de tamisage (« Screening phase ») pour identifier les facteurs critiques
- 2) la phase de modélisation.

À chacune de ces phases, des designs statistiques spécialisés sont utilisés.

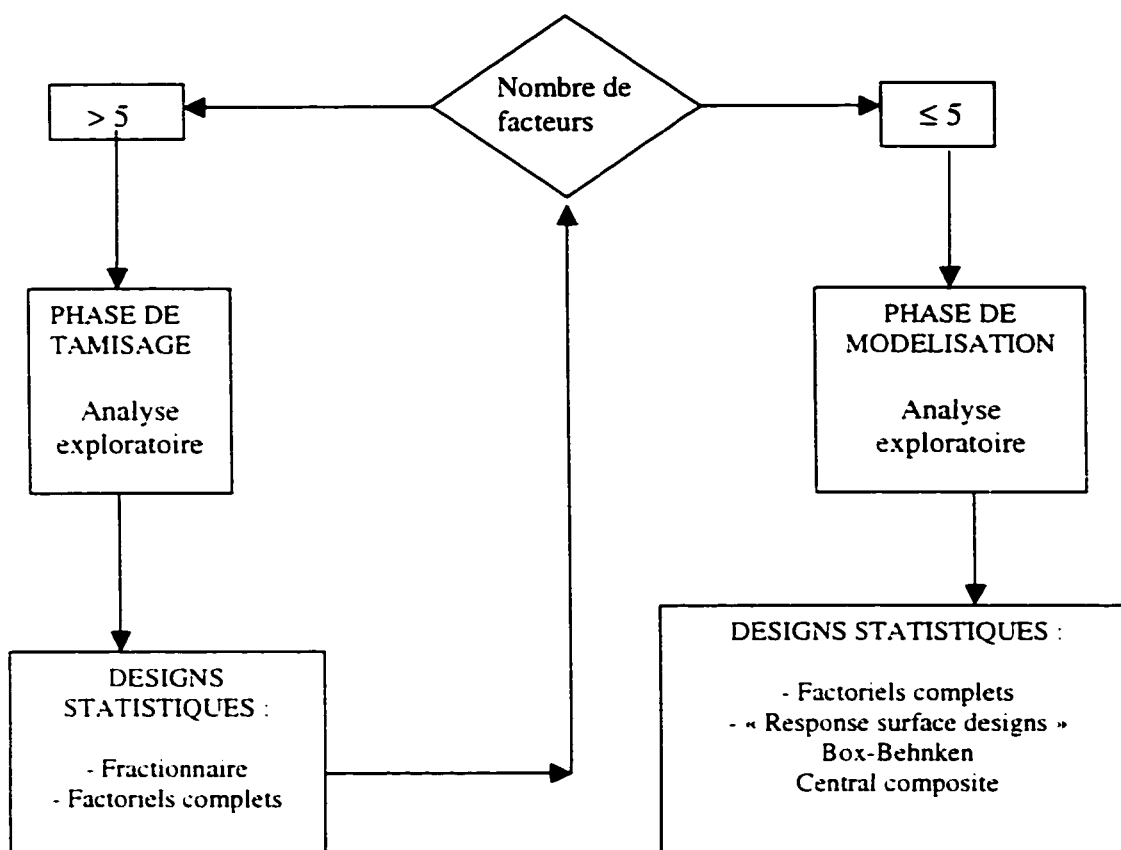


Figure 3.3 : Guide de la stratégie d'expérimentation statistique. adapté de Clément (1998).

Dans le cas de cette thèse, le nombre de facteurs initiaux étudiés a été de sept. Après tamisage à l'aide d'un plan statistique fractionnaire à deux modalités, quatre facteurs ont été retenus pour la phase d'optimisation et de modélisation où le plan d'expérimentation adopté a été un « Central composite » de Box Wilson.

3.2.2.3. Logiciel *Statistica*[®] : Génération et analyse des plans statistiques

En matière de conception et d'analyse des planifications statistiques, la communauté scientifique bénéficie de nos jours de plusieurs logiciels qui les supportent et facilitent leur démarche. Le logiciel *Statistica*[®] est un des plus puissants et renommés progiciels reconnus pour cette fin. Il permet de générer et d'analyser divers types de planifications d'expériences applicables tant pour la phase de tamisage que pour celle d'optimisation. Plusieurs conceptions inventées par d'illustres statisticiens, comme Taguchi, sont incorporés dans le logiciel *Statistica*[®], ce qui de nos jours facilite beaucoup le travail des scientifiques qui optent pour une méthodologie statistique.

3.2.2.4. Application aux étapes du projet

L'approche qui a été adoptée pour mener ce projet est une approche essentiellement statistique pour les nombreux avantages précisés aux sous-paragraphes précédents. Cette approche a été utilisée dans deux phases principales : phase de tamisage des paramètres de conception et d'opération des filtres et, étape d'optimisation et de modélisation mathématique de la filtration directe.

Le tamisage est l'une des deux principales phases qui ont impliqué les statistiques. Cette phase a permis d'identifier parmi les paramètres de conception et d'exploitation des filtres, ceux qui ont une influence importante sur leurs performances. Le chapitre 6 couvre la matière de cette phase.

Une fois que les paramètres importants qui contrôlent les performances de la filtration directe ont été identifiés, l'étape d'optimisation a rempli le mandat d'une étude beaucoup plus approfondie de ces derniers. À l'issue de cette étude axée sur une approche statistique, un modèle de prédiction et d'optimisation a été développé. La matière de cette étape est traitée au chapitre 7.

3.2.3. AUTRES TECHNIQUES

Au cours de ce projet d'autres méthodes ont été utilisées portant sur la mesure de l'indice de filtrabilité de Ives et de l'indice de filtrabilité sur papier filtre. Ces méthodes sont développées dans le chapitre 5.

CHAPITRE 4

ÉLABORATION D'UN PROTOCOLE DE RECONSTITUTION D'UNE EAU BRUTE À BASE DE KAOLIN

Ce chapitre présente les résultats d'une étape préliminaire effectuée dans le but de déterminer une technique répétable et fiable pour la préparation des eaux brutes reconstituées en utilisant le kaolin comme source de turbidité et de particules. Cette technique sera par la suite très utile car tous les essais qui vont suivre nécessitent un bon contrôle de la qualité des eaux brutes utilisées. Les résultats ont fait l'objet d'un projet d'article soumis à la revue *Water Research*.

A Practical Procedure to Prepare Stable Kaolin-Based Raw Waters

**Maurice Tchio¹, *Boniface Koudjonou¹, Raymond Desjardins¹, Mysore
Chandrakanth²**

¹ NSERC Industrial Chair on Drinking Water, Polytechnique Montreal, CGM
C.P. 6079 succ Centre Ville, Montreal, Canada, H3C 3A7

² USFilter-Vivendi, Manager –Drinking Water Programs, North America Technology Center
790 Atlantic Drive SEB # 220; Atlanta, GA, 30332-0355, USA

*Tel. (514) 340 4711 (ext. 3733); Fax: (514) 340 5918; e-mail: boniface.koudjonou@polymtl.ca

4.1. ABSTRACT

The tests conducted in this study have made it possible to define a reliable and repeatable procedure for preparing reconstituted raw waters using kaolin as a source of turbidity and particles. The results of these tests have shown that maintaining the quality of a kaolin suspension requires a satisfactory mixing and homogenization technique. The first task in preserving the quality of the suspension over a testing period lasting several days is to determine the appropriate mixing velocity gradient. It has also been shown that only turbidity monitoring is not sufficient to guarantee the quality and stability of such a suspension, and that the number and distribution of particles is of paramount importance. The procedure we developed for preparing reconstituted water calls for the dissolution of 100 milligrams of kaolin per liter of tap water and requires keeping it in suspension with an energy corresponding to a velocity gradient of 125 s^{-1} . It appears that moderate concentrations (in this case less than 200 mg/l of kaolin) produce a better rate of repeatability of the procedure and a more stable suspension over time. It was also shown that the introduction of a sedimentation step of the suspension affects the repeatability of the procedure, particularly when high concentrations of kaolin are used.

Key words: Reconstituted raw waters, kaolin, repeatability, particle counts and particle distribution

4.2. INTRODUCTION

Due to seasonal and geographical variations in natural water quality, researchers often use reconstituted waters to perform research on water treatment processes in order to ensure a well-controlled environment. The quality of the results obtained is highly dependent on how well the technique for preparing these synthetic waters has been mastered. In most studies, plastic beads 1 to 15 μm in diameter (Mackie and Horner, 1987; Mackie and Bai, 1993; Prasanthi and al., 1997) or latex beads of the same size (Tobiason and O'Melia, 1988) are commonly used. Other authors have used grains of corn, sorghum or pollen, their average sizes being 85, 50 and 22 μm respectively (Vigneswaran and al., 1990). Kaolin and other aluminum hydroxide compounds have also been used (Mehter, 1970; Tanaka and Pirbazari, 1986; Logsdon *et al.*, 1993; Chandrakanth and Amy, 1996; Chandrakanth *et al.*, 1996; Chandrakanth and Amy, 1998; Matsui *et al.*, 1998; Rossini *et al.*, 1999). Although the use of monodispersed suspensions (same-sized particles) is a fundamentally justifiable option, polydispersed suspensions are considered to better represent natural waters.

The objective of this study is thus to develop a repeatable procedure for preparing a polydispersed suspension. This suspension must have stable turbidity and particle counts for a period of at least 3 days to ensure a reasonable degree of autonomy during experimentation. Kaolin has been used as a source of turbidity and particles.

4.3. EQUIPMENT

The tests were conducted in the laboratory on a Jar Test equipment (Figure 4.1) and on a pilot unit (Figure 4.2). This pilot unit comprises:

- two 15-m³ storage reservoirs allowing to maintain a stable water temperature of 20°C. This water is a high quality sand filtered surface water.
- a kaolin dissolution tank with an effective volume of 1700 liters (K1) and a 2500-liter (K2) tank for storing the suspension prepared in K1.
- various stirring systems (Table 4.1) for homogenizing the kaolin suspension contained in tank K2.

An online turbidimeter (Ratio 2000 Model 42100 - Hach) and a batch turbidimeter (Model 1720D - Hach) were used for the turbidity measurements. A particle counter (Model WPC 1900 - Hach) was used to count particles larger than 2 μm .

4.4. METHODS

Throughout the project, the source water in the stock reservoirs was used to prepare kaolin suspensions as well as further dilutions. Kaolin powder (Hydrite R grade - PHIPPS & BIRDTM, Richmond, USA.) is added to water in tank K1 and dissolved by stirring. The resulting solution is then transferred to the storage tank, K2. This stock suspension is diluted in the source water contained in the storage reservoirs in order to obtain a given turbidity by means of an automated control system. This diluted

suspension constitutes the raw water.

The technique used to prepare the stock suspension is similar to that used by Logsdon (Logsdon *et al.*, 1993). The parameters measured to determine the stability of the suspension are turbidity, particle counts, and particles size distribution. The principal physical and chemical characteristics of the source water contained in the stock reservoirs varied very little over the duration of the study: pH = 7.8 ± 0.1 , TOC = 2.0 ± 0.2 mg C/L, alkalinity = 80 ± 4 mg/L as CaCO₃. These properties were not affected by the addition of kaolin.

The results that will be shown in the discussion section were conducted through four progressive steps to find the appropriate method for preparing a suspension that is stable over time.

4.4.1. THE SEQUENCE: DISSOLUTION OF KAOLIN – SEDIMENTATION – TRANSFER – RE-SUSPENSION

The protocol was as follows:

- a- Fill tank K1 with 1700 liters of water from the storage reservoirs;
- b- Add 1700 g of kaolin to tank K1 (1000 mg/L),
- c- Dissolve by stirring (propeller-shaft stirrer) for one hour.
- d- Stop stirring and allow sedimentation to occur over 5 hours.
- e- Transfer 1200 liters of the supernatant from tank K1 to tank K2,

f- Use the recirculation pump to keep the stock suspension of the K2 homogenized.

g- Measure the turbidity of the suspension in tank K2 continuously, as well as the particle size distribution in a controlled turbidity raw water obtained from the dilution of the kaolin suspension.

h- Refill tank K1 to its initial volume (1700 liters) and repeat steps c- to g-. It means that water is added in tank K1 without kaolin addition, the decanted kaolin is allowed to re-suspend and the following steps are performed several times.

4.4.2. EFFECT OF INITIAL KAOLIN CONCENTRATION AND DURATION OF DISSOLUTION

The objective of this phase was to evaluate the effect of the initial concentration of kaolin to be dissolved, on the quality of the supernatant obtained in phase 1-e. They were conducted in 1-liter beakers on a Jar Test apparatus (Figure 4.1). Five concentrations of dry kaolin (50, 100, 200, 500 and 1000 mg/l) were tested. After kaolin is added, the mixture is stirred for one hour at the maximum velocity (300 rpm). Stirring is then stopped and the suspension is monitored to follow the evolution of the turbidity of the supernatant during sedimentation. The supernatant was sampled at a depth of 10 cm below the surface of the suspension by siphoning it off.

For the same initial concentrations of kaolin, another series of tests aimed at determining

the minimal duration of stirring required to ensure complete dissolution of the kaolin. In this case, turbidity was measured regularly during the 60 minutes of stirring.

4.4.3. DISSOLUTION OF THE KAOLIN FOLLOWED BY TRANSFER WITHOUT SEDIMENTATION

This phase of the study was conducted on the pilot unit. It involved an initial suspension of 100 mg/l of kaolin in tank K1. After 30 minutes of stirring, the suspension was immediately transferred to tank K2, where stirring continued using various homogenization systems. These systems are studied in the last step below.

4.4.4. EFFECT OF MIXING INTENSITY

To evaluate the effect of the applied mixing energy on the stability of the suspension of 100 mg/l of kaolin prepared in accordance with the technique developed in phase 3 (section 4.4.3), the three mixers presented in Table 4.1 were used. A newly prepared suspension was used at the start of testing for each mixer. The use of a variable-speed mixer made it possible to test several mixing intensities. The stability of the suspensions was evaluated by continuously monitoring turbidity and particles in a 1 NTU raw water obtained by a dilution of the kaolin suspension with stock water from the storage reservoirs.

4.5. RESULTS AND DISCUSSION

4.5.1. IMPACT OF SEDIMENTATION AND KAOLIN RE-SUSPENSION

The first series of tests was aimed at determining the effect of several re-suspensions of an excess of kaolin on the quality of the supernatant liquid. It should be noted that, after dissolution of the initial kaolin and 5 hours of sedimentation, the supernatant was removed and the water had been restored to its original volume prior to the next re-suspension. The actual interest of this procedure should be to facilitate the automation of the preparation of several successive suspensions of kaolin after the set amount of dry kaolin is weighted and added manually.

Figure 4.3-a shows the evolution of the turbidity of the supernatant after 5 hours of sedimentation for the two different series of tests. The bell-shaped curves reveal a maximal turbidity value at the fourth re-suspension. This shape is characteristic of the phenomenon of sweep sedimentation, a phenomenon which proved to be very marked for the first batch and decreased for subsequent re-suspensions. This is because, in the first batch, where the initial concentration of kaolin is maximal, the sweep sedimentation towards to bottom of the reservoir is also maximal due to a dense "cloud" of particles, which would partly explain the resulting weak turbidity of the supernatant. The reduction in the initial particle load over successive re-suspensions may correspond to the reduction in the extent of sweep sedimentation. Hence, the turbidity for the subsequent supernatants 2, 3 and 4 increased. The phenomenon seemed to have

disappeared by the following re-suspensions, where the evolution in the turbidity of the supernatant was found to be classical, since it decreased as a function of the initial particle load.

The results obtained during the second series of tests show the same pattern. However, the significant differences between the re-suspensions of the same rank over the two series of tests show that this procedure does not yield repeatable results.

Re-suspension also affects the numbers of particles and the size distribution. Figure 4.3-b presents a typical example of particle counts and size distribution in a 1 NTU raw water prepared from the dilution of the supernatant transferred from each individual re-suspension. We observe that the total number of particles larger than $2\text{ }\mu\text{m}$ increases with the number of re-suspensions. In contrast, the proportion of particles between 2 and $5\text{ }\mu\text{m}$ dropped with the number of re-suspensions, while the fraction of particles larger than $5\text{ }\mu\text{m}$ increases.

We could say that this is because the more friable particles of kaolin break during the first re-suspensions. This would contribute to an increase in the turbidity of the supernatant, since, at the same mass, the fine particles cause more turbidity than large particles (Gregory, 1994). In this case, there would be no fine particles left (or very few) at the end of four re-suspensions, which would explain the reduced turbidity of subsequent re-suspensions.

It is clear that small particles, which are more easily suspended and more difficult to

settle, will be found primarily in the supernatant liquids during re-suspension events. As a result, with successive re-suspensions, fewer and fewer small, and more and more large particles will be left. This would explain the shape of the curves in Figure 4.3-b, which are characterized by the differences in the distributions of particle sizes as the re-suspensions progress. The percentage of particles larger than 5 microns does, in fact, grow, from an initial value of about 5% (batches 1 to 3) to more than 20% after the seventh batch.

This procedure thus shows that the re-suspension technique involving sedimentation does not produce a stable suspension. It also clearly reveals that different waters having the same turbidity can present very variable characteristics in terms of the number and distribution of particles. We can conclude that the monitoring of both parameters seems to be necessary in defining the quality of reconstituted waters, particularly when particle removal processes are concerned like in water treatment techniques. The differences between the data provided by a turbidimeter and those provided by a particle counter are well documented (Beard II and Tanaka, 1977; Gammie, 1984; Foster *et al.*, 1994). However, this is the first time to our knowledge that such large deviations in the numbers and distributions of particle sizes have been observed for different waters having the same turbidity.

4.5.2. EFFECT OF INITIAL KAOLIN CONCENTRATION

Given the results shown above, the focus of the second phase was to find the threshold concentration of kaolin capable of eliminating the phenomenon of sweep sedimentation. This was done on a Jar Test equipment using initial kaolin concentrations varying from 50 to 1000 mg/l. The time required to ensure the total dissolution of the kaolin was also investigated concurrently.

The results (Figure 4.4-a) show a progressive reduction in turbidity as a function of the time of sedimentation. During the early hours of sedimentation, turbidity seems to evolve as a function of the initial concentration of the kaolin. We note, for example, that the turbidity of the supernatant in the 1000-mg/L suspension after 5 hours of sedimentation is equivalent to the turbidity in the 500-mg/L suspension, and that it subsequently drops even below that of the 500-mg/L suspension. This reinforces the hypothesis of sweep sedimentation in which sedimentation increases for high concentrations of kaolin.

Figure 4.4-b shows that, in our test conditions, the dissolution of kaolin is complete in less than 30 minutes since the turbidity subsequently remains stable.

The evolution of turbidity during sedimentation, as presented in Table 4.2, reveals that the rates of sedimentation are higher for initial concentrations of kaolin greater than 500 mg/L than for concentrations less than or equal to 200 mg/L. For initial kaolin concentrations of 500 and 1000 mg/l, the turbidity drops by more than 23 NTU during

the first hour. Such a rapid reduction implies that a very large number of particles with very different characteristics sweep out of the supernatant to the bottom of the tank. The sweep sedimentation is actually confirmed, by visual observation during sedimentation in the beakers, as a readily apparent "cloud" of particles moved downward during the early hours of sedimentation for high initial concentrations of kaolin.

Overall, then, two distinct zones can be defined as a function of the mean rate of diminution of turbidity:

- a zone where the rate of diminution of turbidity is greater than 10 NTU/h, where sweep sedimentation is clearly apparent, and
- a zone where the rate of diminution of turbidity is less than 10 NTU/h, in which there is little or no occurrence of this phenomenon.

4.5.3. STABILITY OF A LOW KAOLIN SUSPENSION WITHOUT SEDIMENTATION STEP

Based on the two previous protocols, we set kaolin dissolution at 30 minutes prior to transfer into tank K2, and the initial kaolin concentration at 100 mg/l, which helped avoid variations in the turbidity of suspensions. In addition, the sedimentation step was eliminated to prevent any occurrence of turbidity gradient through the suspension. Table 4.3 presents statistics on turbidity and particles a 1 NTU raw water prepared from five different suspensions of 100 mg/L of kaolin. With this technique, it is possible to

achieve stable-turbidity suspensions, as well as stable particle counts and size distributions.

4.5.4. EFFECT OF HOMOGENIZATION ENERGY ON THE QUALITY OF THE SUSPENSION

Once a reliable way to prepare stable kaolin suspensions was found, the next objective was to develop a homogenization method which would make it possible to keep the characteristics of a suspension stable for a minimum of 3 days, in terms of both turbidity and particles.

The systems tested included a recirculation pump, a constant-speed mixer and, finally, a variable-speed mixer (Table 4.1). The mixing intensity associated with each type of mixer is expressed by the velocity gradient G calculated using equations proposed by Cornwell *et al.* (1983). The G values corresponding to the two earlier types of mixer are 45 s^{-1} and 1110 s^{-1} respectively. In both cases, the kaolin suspension was continuously homogenized over a period of three days when turbidity was regularly measured. In the same time, the particle counts were also monitored continuously on a 1 NTU raw water prepared from the same suspension. The results are shown in Figure 4.5.

With the recirculation pump ($G=45 \text{ s}^{-1}$), both the turbidity of the suspension and the particle counts drooped over time. This tendency reveals a progressive depletion in suspended particles and a steady reduction in turbidity. In this case, stirring would not be

sufficient to avoid the accumulation of particle sediment in tank K2. Since the settling velocity is proportional to the size of the particles (Stokes law), it is easy to understand why the proportion of the smallest particles in the suspension increases and the proportion of the largest decreases as shown in Figure 4.5-b.

Inversely, when the suspension is homogenized using the constant-speed mixer, the turbidity of the suspension increases and the particle counts dropped. This result is characteristic of excessive stirring, which causes the particles to break up. In fact, the broken particles become undetectable for their size is below the detection limit of the particle counters used, which is 2 μm . Our results (Figure 4.5-b) show that the proportion of particles from 2 to 3 μm increased gradually and that of larger particles decreased. Also, it would be logical to infer there to be an even greater increase in particles smaller than 2 μm . Such an increase in the proportion of small particles would explain the rise in turbidity of the suspension, and be in agreement with the observations of Gregory (1994): at the same mass, fine particles produce greater turbidity than large particles.

There should, therefore, exist an intermediate mixing energy, which would make it possible to maintain the stability of turbidity, particle counts and size distribution. To determine the appropriate mixing energy called for tests using a variable-speed mixer. The results of these tests revealed an optimal velocity gradient of 125 s^{-1} . At this value, the turbidity, the particle counts and distribution was kept stable during an experimentation period of about one week (Figure 4.6).

4.6. CONCLUSIONS

This study resulted in the development of a repeatable procedure for preparing a kaolin suspension that would remain stable for several days, specifically for use in laboratory testing and in pilot studies. The principal results of this research have enabled us to draw the following conclusions:

- The use of high concentrations of kaolin does not lead to stable suspensions. Techniques involving sedimentation or re-suspension of settled particles, or both, could represent an important source of variability of the quality of the suspension.
- For a several days use, it is preferable to keep the suspensions in a continuous stirring in order to maintain a constant distribution of particles. The mixing energy to be applied during homogenization must be determined experimentally as a function of the equipment and materials used.
- The turbidity measurement alone is not sufficient to ensure the stable characteristics of a suspension. Particle counts and particle size distribution are an essential complementary tool which makes it possible to avoid bias in the interpretation of results. In this study, tremendous differences in particle counts and particle distributions were noted for the same water turbidity.

To prepare and maintain a constant quality of kaolin suspension, the procedure developed in this study suggests the use of a low concentration of kaolin (>100 mg/l) and a constant stirring using the appropriate energy which should be formerly determined through turbidity and particles monitoring over a selected time.

4.7. ACKNOWLEDGEMENTS

This project have been carried out in the laboratory of the NSERC Chair on Drinking Water of Ecole Polytechnique of Montreal. It is funded by the Vivendi-Water, USFilter and NATC Corporation. The authors would like to acknowledge the contribution of Denis Allard, and Patrick Simard, senior and junior technicians at the chair for their great contribution to run the pilot plant.

Table 4.1: Characteristics of the stirrers used for dissolution and homogenization

	Recirculation pump	Constant-speed mixer	VARIABLE-SPEED MIXER
Speed control	Constant	Constant	Variable
Mixing system	Turbine	Double helix	Single helix
Model	TE-5K-MQ	7J251D1	C42D17FK1A
Supplier	Baldor Electric Corporation, USA	Peterborough, Canada	Leeson Electric Corporation, USA

Table 4.2: Evolution of turbidity as a function of time, for different initial concentrations of kaolin.

Duration of sedimentation	Mean diminution of turbidity during sedimentation (NTU/h)				
	50 mg/l	100 mg/l	200 mg/l	500 mg/l	1000 mg/l
0-1h	8.9	8.8	9.6	23.1	24.9
1-2h	9.8	8.4	7.1	14.2	24.8
2-6h	8.0	8.6	4.6	5.1	15.2
6-21h	3.5	3.2	2.5	3.3	3.3

Table 4.3: Mean characteristics of five suspensions prepared from 100 mg/l of kaolin without sedimentation

	Mean	Standard Deviation (%)
Initial turbidity (NTU) ⁽¹⁾	91	4.0 %
Total particles (#/mL) ⁽²⁾	3810	4.4 %
Particles 2-5 μm (#/mL) ⁽²⁾	3350	4.7 %
Particles > 5 μm (#/mL) ⁽²⁾	460	7.5 %

⁽¹⁾ : Turbidity of the initial suspension prior to dilution

⁽²⁾ : In a suspension diluted at 1 NTU

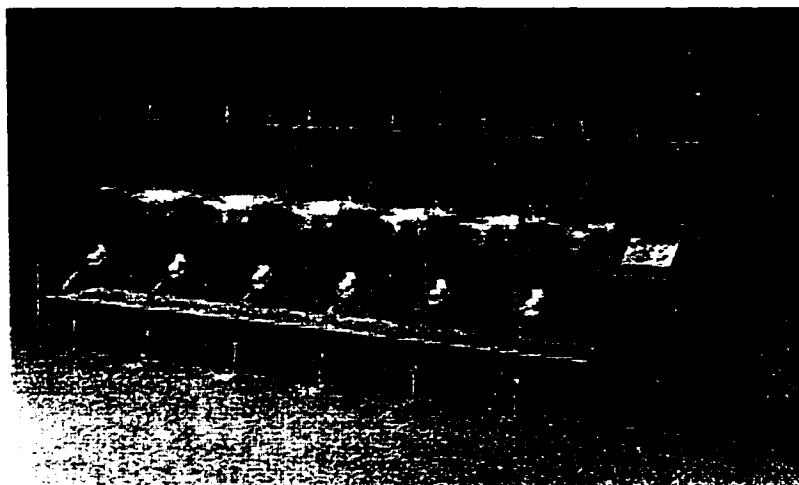


Figure 4.1: Jar test equipment (Phipps & Bird, Richmond, Virginia, USA. N° 7790-901B)

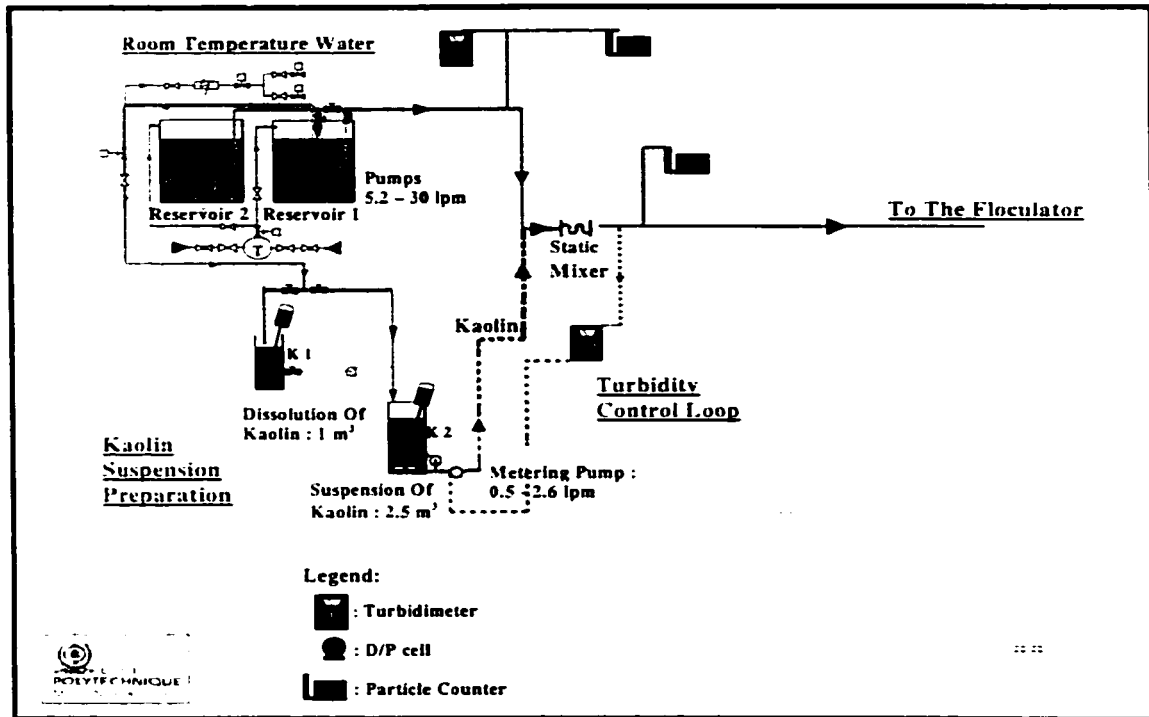


Figure 4.2: Schematic representation of the pilot-scale system used to prepare the kaolin suspension

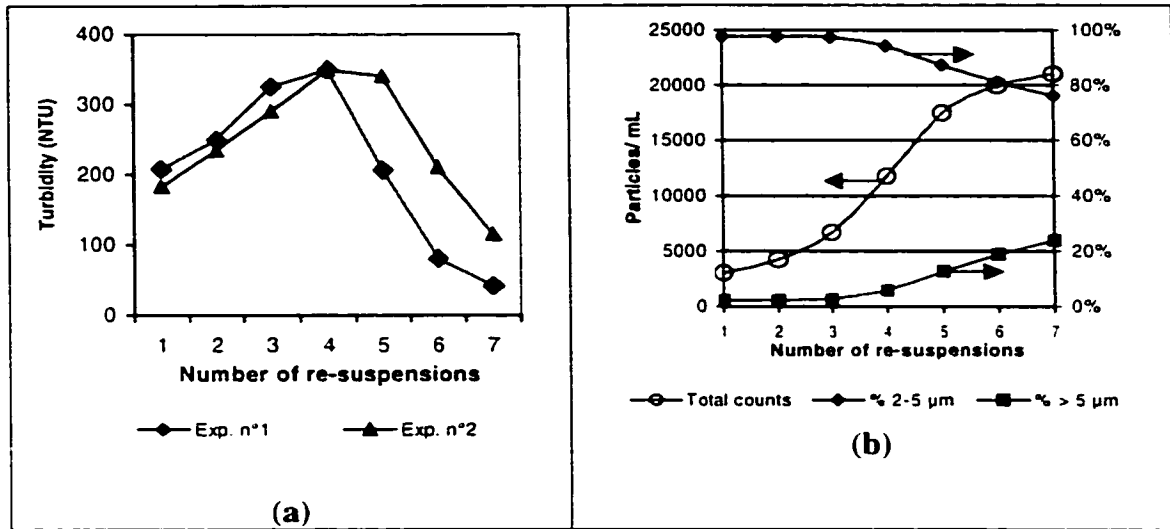


Figure 4.3: Evolution of :

(a) turbidity following re-suspension and sedimentation

(b) particle counts and size distribution in reconstituted water at 1 NTU

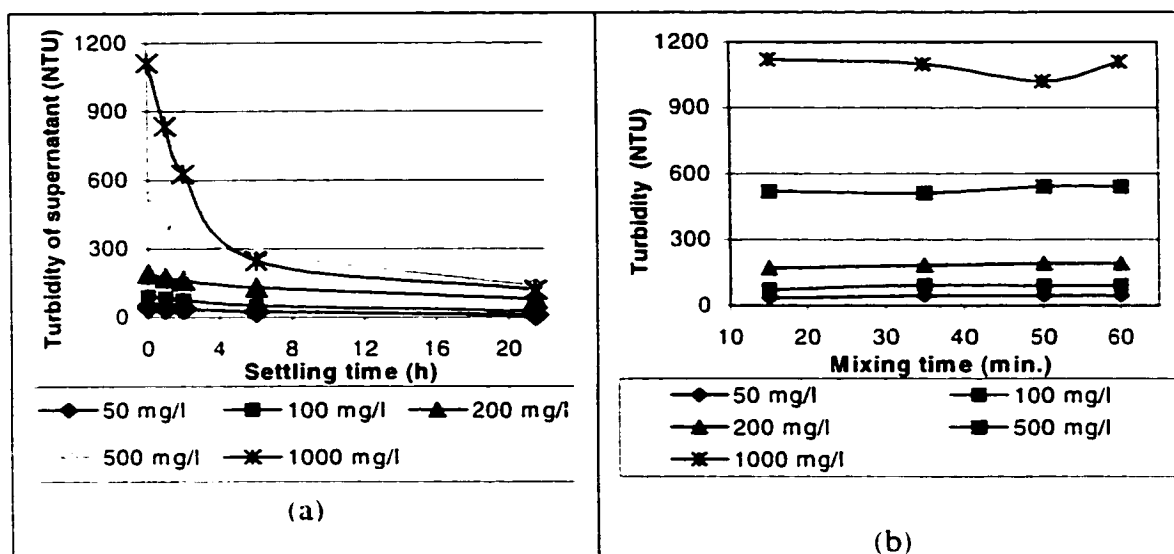


Figure 4.4: Evolution of turbidity for different concentrations of kaolin, as a function of:

(a) of time of sedimentation

(b) of duration of dissolution

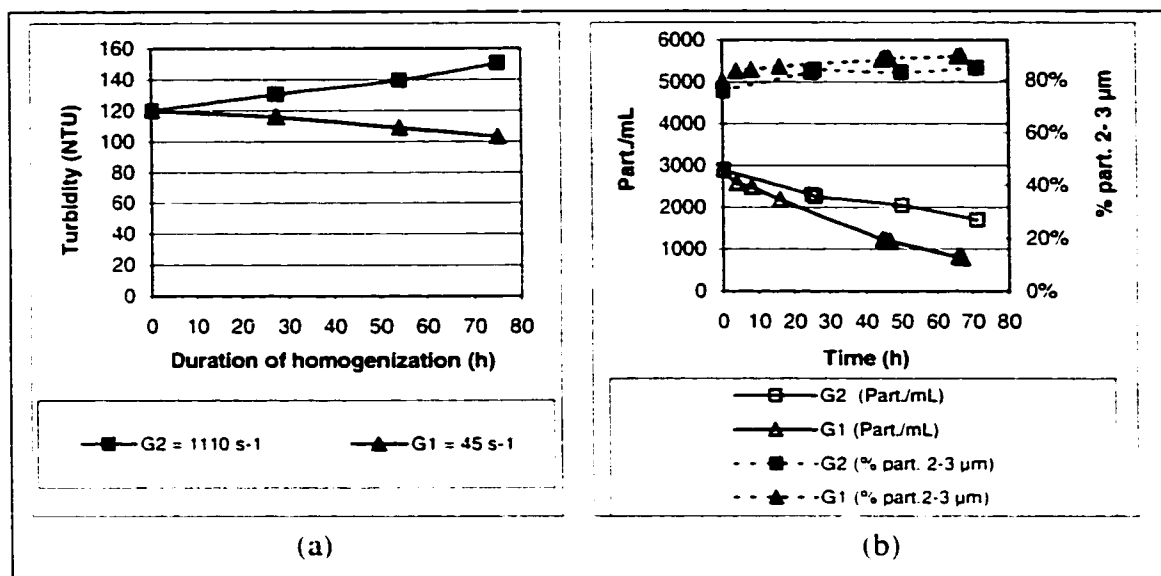


Figure 4.5: Evolution for different mixing velocity gradients:

(a) of turbidity in the kaolin suspension of 100 mg/L

(b) of particle counts in the reconstituted water at 1 NTU

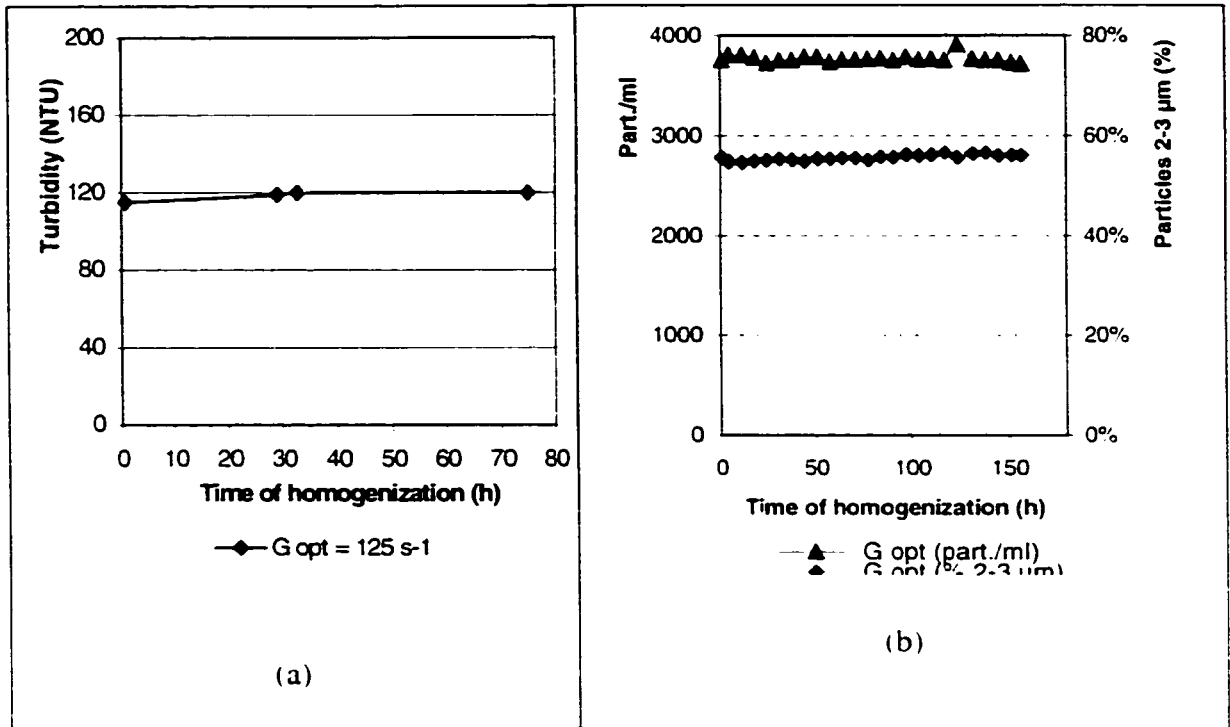


Figure 4.6: Evolution at optimal velocity gradient $G_{opt} = 125 \text{ s}^{-1}$ of:

(a) turbidity in the kaolin suspension of 100 mg/L

(b) particle counts in the reconstituted raw water at 1 NTU

CHAPITRE 5

DÉTERMINATION DES DOSES OPTIMALES DE PRODUITS CHIMIQUES EN FILTRATION DIRECTE

Après le développement d'une technique répétable et fiable de préparation et de contrôle de la qualité des eaux brutes, d'autres essais ont été menés en vue de définir un protocole de détermination des doses optimales de coagulant et de polymère. Les résultats obtenus ont été développés dans le cadre d'un projet d'article soumis à Canadian Journal of Civil Engineering.

Practical Guide to Determining Optimal Dosage of Chemicals for Direct
Filtration

**Maurice Tchio, *Boniface Koudjonou, Raymond Desjardins,
Benoit Barbeau, Michèle Prévost**

NSERC Industrial Chair on Drinking Water, Polytechnique Montreal, CGM
C.P. 6079 succ Centre Ville, Montreal, Canada, H3C 3A7

*Tel. (514) 340 4711 (ext. 3733), Fax: (514) 340 5918, e-mail: boniface.koudjonou@polymtl.ca

5.1. ABSTRACT

The tests conducted in this study have made it possible to propose a simple and rapid laboratory method for determining the optimal dosages of chemicals (coagulant and polymer) for use in direct filtration, and for adjusting them as raw water quality changes. Application of the proposed procedure only requires simple laboratory equipment: a device for measuring Ives' filterability index and a filtration system operating under a constant vacuum as well as 0.45 μm and 8 μm membrane filters. The use of 0.45- μm membrane filtration allows determination of the optimal dosages of a fine material with an effective size (ES) of 0.4 mm whereas Ives' filterability index and 8- μm membrane filtration helps determine the optimal dosages applied to the 1.2 mm ES. The results obtained showed that for other effective sizes in the 0.4 to 1.2 mm range, the optimal dosages of alum and polymer can be estimated by linear interpolation. This laboratory procedure is a useful tool for rapid determination of the optimal dosages of chemicals for an unknown raw water characteristics prior to carrying out a more accurate, full-scale validation if need be. It is also designed to allow for the rapid adjustment of dosages in the plant, should significant or rapid changes occur in the quality of raw water. Finally, it could be used as a routine process adjustment tool for the coagulation-flocculation step, which is critical in a direct filtration process.

Key words: direct filtration, coagulation, flocculation, optimal dosages, alum, polymer, effective size, Ives' filterability index, membrane filtration

5.2. RÉSUMÉ

L'étude décrite dans cet article propose une procédure simple et rapide de détermination des doses optimales de produits chimiques pour les applications de filtration directe. En effet, cette méthode requiert des équipements de laboratoire très simples dont un système de filtration sous vide avec deux types de papier filtre de $0,45\ \mu\text{m}$ et de $8\ \mu\text{m}$ et un dispositif de mesure de l'indice de filtrabilité de Ives. La filtration sur membrane de $0,45\ \mu\text{m}$ permet de déterminer la dose optimale pour le matériau filtrant de diamètre effectif (DE) de $0,4\ \text{mm}$ alors que l'indice de filtrabilité de Ives et la filtration sur $8\ \mu\text{m}$ permettent de déterminer l'optimum pour un DE de $1,2\ \text{mm}$. Les résultats des essais ont montré que pour les valeurs intermédiaires de DE, les doses optimales peuvent être déterminées par simple interpolation linéaire. Cette procédure devrait permettre de définir en laboratoire les doses optimales de coagulants et de polymères requises pour une filière de filtration directe alimentée par une eau de caractéristiques inconnues, avant de procéder à des ajustements plus fins en usine réelle, le cas échéant. Pour les opérateurs d'usines, la procédure devrait permettre un ajustement plus rapide et plus adéquate des doses de produits chimiques lors d'événements provoquant un changement de la qualité de l'eau brute par exemple. Cette rapidité d'action est un facteur clé surtout pour une filière de filtration directe.

Mots clés : filtration directe, coagulation, floculation, dose optimale, alun, polymère, diamètre effectif, indice de filtrabilité de Ives, filtration sur papier filtre.

5.3. INTRODUCTION

Direct filtration (DF) can be defined as filtration without settling. It is a process train comprising only coagulation, flocculation and filtration steps (Culp, 1977, Al-Ani *et al.*, 1986; Nieminski and Ongerth, 1995). In certain cases, there is no flocculation step (Degrémont, 1989b; Crozes *et al.*, 1994). This type of process, was tested in the early 1900s during the period of conversion from slow to rapid sand filters, but it was not very successful since the use of coagulants causes a rapid increase in head loss on fine media filters that were used (Culp, 1977). Recently, there has been a resurgence of interest in direct filtration since the development of coarse-to-fine and mixed-media filters have made it possible to store large quantities of flocs within a filter bed without excessive head loss. The growing interest on direct filtration is also the result of recent regulatory updates in the USA. The EPA National Interim Primary Drinking Water Regulations require filtration prior to disinfection for certain waters of very high quality but that are not eligible to filtration waver (Culp, 1977, USEPA, 1998). The filtration plants of the Greater Vancouver Regional District (Ferguson and Neden, 2001), Los Angeles (Cleasby and Logsdon, 1999) and City of Valleyfield (Quebec) may be cited as successful applications of direct filtration. Direct filtration can only be applied to raw waters of very high quality (Culp, 1977; McCormick and King, 1982; AWWA, 1999), as shown in Table 5.1. For this reason, given the good quality requirements for raw waters eligible for direct filtration, small quantities of chemicals are consequently applied. The dosages of alum, for example, used in direct filtration are in the order of 2 to 10 mg/L.

with 0.2 to 2 mg/L of a cationic polymer (McBride *et al.*, 1977; Tate *et al.*, 1977; Monsevizt *et al.*, 1978; Cleasby *et al.*, 1984).

Thus, direct filtration offers enormous advantages, mainly compactness and reduced construction, operation and maintenance costs (Culp, 1977; Cleasby and Logsdon, 1999). However, the quality of filtered water from this simplified filtration process is more vulnerable to drastic changes in the quality of the raw water. It is also more difficult to control the seasonal problems of tastes and odours because of the relatively short hydraulic retention time of water in the plant (Cleasby and Logsdon, 1999).

Given these challenges, aside from the need for an optimal filter design, the determination of the optimal chemical dosages is of major importance at a direct filtration plant. Optimal conditioning corresponds to the application of chemical dosages resulting in the highest possible productivity of the filters in terms of the quantity and quality of the filtered water. These dosages are commonly determined directly at the plant using empirical methods. This procedure is often long and tedious since it does not allow for rapid adjustment in response to sudden changes in the quality of the raw water. The objective of this study is to develop a simple, rapid and reliable method for finding the best dosages of chemicals with a perspective of enabling quick and ultimately online response to episodes of changing raw water quality.

5.4. MATERIALS & METHODS

To be consistent with the ranges of effective sizes (ES) of media most currently used on drinking water treatment plants, we applied the proposed procedure to 6 different ES of sand media: 0.4; 0.8; 1.0; 1.2; 1.6 and 2.0 mm.

The procedure investigated, includes the use of laboratory jar tests and tests performed on a DF pilot plant. Optimal conditions were sought in the jar tests and validated in the pilot tests, or vice versa, the goal being to find a laboratory procedure for determining the optimal dosages of chemicals.

5.4.1. PILOT PLANT

The pilot plant is a direct filtration system (Figure 5.1) with a capacity of 45 m³/d, which includes 4 main parts: 1) a storage unit for the natural water; 2) a system for preparing kaolin suspensions; 3) a chemical pre-treatment unit and 4) two filtration columns. The natural water is a sand-filtered surface water, the quality of which remains relatively stable throughout the first part of the study. The mean characteristics of this source water were turbidity = 0.10 ± 0.2 NTU, pH = 7.8 ± 0.1 , TOC = 2.0 ± 0.2 mg C/L, alkalinity = 80 ± 4 mg/L as CaCO₃, particle counts = 70 ± 8 part/ml.

The source water turbidity is increased artificially by adding a kaolin suspension by means of a metering pump and regulated by an automated programmable unit. This reconstituted water is called raw water. The second part of the study is conducted during

the spring turn over (snow melting) period in order to validate the capability of the developed procedure to predict optimal dosages for changing water quality. At that time, the characteristics of the source water were turbidity = 0.50 ± 0.03 NTU, pH = 7.7 ± 0.1 , TOC = 2.60 ± 0.2 mg C/L, alkalinity = 87 ± 4 mg/L as CaCO_3 , particle counts = 212 ± 35 part/ml. TOC, pH and alkalinity were not affected by the addition of kaolin.

Chemical pre-treatment consists of coagulation and flocculation. The coagulant (alum) is added to the raw water upstream of a static mixer, and the coagulated water enters a square shaped flocculator where a polyDADMAC type polymer -Percol[®] LT35 (Ciba, USA)- is added as a flocculant. The residence time in the flocculator is 10 minutes. The filtration columns are made of PVC and are 20 cm in diameter and 6.5 m high. Filter operation and data acquisition (turbidity, particle counts, head loss) are fully automated. The turbidity of the raw water is measured by a Ratio 2000 turbidimeter (Model 42100 - Hach, USA). The turbidity in the filtered water is measured using 2 other turbidimeters (Model 1720D -Hach, USA). Four particle counters (1900 WPC[™] - Hach, USA) were used to monitor particle counts in stock water, raw water as well as in filtered waters. The head loss increase is online monitored using differential pressure recorders (Model 1151 -Rosemount, USA).

The jar test ramp used (Phipps & Birds, USA) has 6 beaker positions. The stirring blades are of the radial type (flat and rectangular). The 5 NTU raw water used for jar testing is

the same at the pilot plant. The chemical treatments were set to simulate as accurately as possible the real conditions on the pilot, and consisted of two steps:

- coagulation at 300 rpm for 30 s, which corresponds to a velocity gradient of 270 s^{-1} , followed by
- flocculation at 155 rpm for 10 min, which corresponds to a velocity gradient of 100 s^{-1} .

Square shape 2-litre Plexiglas beakers (Phipps & Bird, USA) were used to correlate with the square flocculator. The coagulant and the polymer were injected using 1-mL and 2.5-mL micro-syringes (Hamilton, USA).

5.4.2. FILTERABILITY INDEX MEASUREMENT DEVICE

The device and protocol for determining Ives' filterability index are those proposed by Ives (Ives, 1978). The method consists of gravity filtration of the water sample to be characterised, across a miniature bed of sand, Figure 5.2 (height of filtering media: 4 cm, effective size: 0.4 mm, diameter of filter bed: 38 mm). The filtration rate was set to 10 m/h. When the volume of filtrate reaches 1 L, the following values are recorded:

- C_0 : turbidity of the flocculated water (UTN),
- H: final head loss (cm),
- C: mean turbidity of the 1-l of water collected during filtration (UTN),
- t: time to collect 1 litre of filtrate (min),

- V: filtration rate (cm/min).

Ives' filterability index (F) is then calculated as follows:

$$F = \frac{H \times C}{V \times C_0 \times t} \quad (5.1)$$

Ives' filterability index as a function of the dosage of the chemical, evolves like an inverted "S". The optimal dosage corresponds to the minimum value of the filterability index.

5.4.3. MEMBRANE FILTRATION DEVICE

The use of membrane filtration to determine filterability is a technique for characterising the clogging potential of an aqueous solution. The technique used here is adapted from Desjardins (Desjardins *et al.*, 2002) to determine the time necessary to filter a given volume of sample through a membrane filter under a constant vacuum of 500 mm of mercury. Two types of membrane filter have been used: a cellulose acetate membrane filter (Millipore Corp., USA) with a porosity of 0.45 μm and a Whatman 40 membrane filter (Whatman International Ltd., UK) with a porosity of 8 μm . The flocculated water volumes filtered for each of these filters were 250 and 300 mL respectively. During the tests, the turbidity of the filtered water was also measured. The fine porosity 0.45- μm

membrane was selected to allow detection of clogging due to the formation of pin-sized flocs following the application of small doses of coagulant. The use of 8- μm filters is documented by various authors (Dentel *et al.*, 1987, Dentel *et al.*, 1989, AWWA, 1999) for the determination of optimal dosages of chemical.

5.4.4. SELECTION OF CHEMICALS

Alum and ferric chloride are two coagulants that are largely used in drinking water treatment. For this study, the coagulant applied was alum [$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14 \text{H}_2\text{O}$]. In fact, alum is relatively inexpensive and aluminium-based coagulants are less sensitive to variations in the quality of the raw water than are iron-based coagulants (Cleasby and Logsdon, 1999).

Cationic polymers are also widely used as coagulant aids. In this study, Percol[®] LT35, a highly cationic, low molecular weight polymer of the polyDADMAC type, was used (Ciba, USA).

5.4.5. EXPERIMENTAL PROTOCOL FOR DETERMINING CHEMICAL DOSAGES

The experimental protocol performed involves five (5) principal phases, and corresponds to cross-validation tests performed in jar test (short procedure) and on the pilot plant (long procedure). The successive phases can be summarised as follows:

- 1) Pilot: determine the optimal alum dosage
- 2) Jar test: deduce a model to predict optimal dosages of alum

3) Pilot: validate the prediction model for dosages of alum

4) Jar test: apply the prediction model protocol to determine optimal dosages of polymer

5) Pilot: validate the prediction model for dosages of polymer

To simplify the experiments run on the pilot, average operational configurations for the turbidity of raw water was set at 5 NTU. The optimal filter performance parameters were defined to be within the boundaries recommended for direct filtration applications. So, chemical conditioning should allow for short filter ripening period along with the longest possible run length -preferably more than 16 h- in order to reduce water losses to less than 4% (AWWA, 1999). The end of the runs was dictated either by a maximal turbidity of 0.5 UTN at the effluent or by the maximal operating head loss. The optimal dosages were derived through comparison between the performances obtained at different chemical dosages (filter run length, effluent turbidity and particle counts). When a polymer was used as a coagulant aid or flocculant, to determine the optimal dosage of polymer, the applied dosage of alum was set at 80 % of its optimal value as determined previously. This empirical percentage takes into account average ratios used in practice at a number of plants and recommended by some chemical suppliers (BetzDearborn, USA).

5.5. RESULTS AND DISCUSSION

5.5.1. DETERMINATION OF THE OPTIMAL DOSAGE OF ALUM IN THE PILOT

During preliminary tests, the optimal doses associated with five effective sizes of

filtering media (0.4; 0.8; 1.2; 1.6 and 2.0 mm) are determined on the pilot through successive tests with increasing dosages. Figure 5.3 shows examples of two optimal runs. The best dosages obtained with respect to the criteria presented previously are summarised in Table 5.2. Here the optimal alum doses and the characteristics of the optimal filtration cycles associated with each effective size studied are listed. For the 1.6 and 2 mm effective sizes, the filter runs lengths are too short and do not meet our performance criteria. While increasing the dosages makes it possible to improve the filtration cycle duration, high dosages fall outside the limits of the direct filtration application since they result in the formation of large flocs which settle on the surface of the media. Such coarse media would only be used with very deep beds, which would increase the costs of construction and operation. The follow-up study will focus exclusively on effective sizes in the 0.4 to 1.2 mm range.

5.5.2. LABORATORY PROCEDURE TO PREDICT OPTIMAL DOSAGES OF ALUM

The objective of the second phase was to develop a rapid but reliable laboratory technique for finding the optimal dosages obtained on the pilot plant. This part of the study was based on jar test flocculated waters, using Ives' filterability index and 0.45 μm and 8 μm membrane filterability. Figures 5.4 and 5.5 show the full results obtained for these various techniques.

According to Ives (Ives, 1978), the optimal dosage of coagulant is that from which filterability index stabilises. In this case, the dosage is 9 mg/L. Some authors have

shown that beyond this dosage, the filterability index could even raise up as a result of the particle re-stabilisation due to an excess of coagulant (Amirtharajah and O'Melia, 1990). The pilot results obtained indicate that this dose corresponds to the optimal alum dose for the 1.2-mm effective size of sand (Table 5.2).

For the 0.45-micron membrane, the raise-up point of the curve is assumed to be the threshold dosage of formation of filterable flocs, which in this case is 5 mg/L (Figure 5.5-A). Beyond this dosage, the clogging potential of the coagulated water increases, which brings out an increase in filtration duration. The results in table 5.2 indicates that the dosage identified (5 mg/L) corresponds to the optimal dosage found for a sand of effective diameter 0.4 mm on the pilot.

In terms of filterability on the 8- μ m membrane, we note that the curve of filtration time (Figure 5.5-B) is less consistent than that obtained with a 0.45- μ m membrane. However, the minimum turbidity of filtrate – and so the optimal alum dosage – is obtained for 9 mg/L of alum. Beyond this dosage, the quality of the filtered water no longer improves significantly and even has a tendency to deteriorate. Once again, Ives' filterability index enables us to determine the optimal alum dosage obtained on the pilot for the sand of effective diameter 1.2 mm.

According to the results obtained with the jar tests, filterability evaluated by membrane filtration provide the best estimate of optimal alum dosages for the 0.4 and 1.2 mm sand media. Hence, filterability on 0.45- μm membrane filter could be used to determine the optimal dosage for fine media (0.4 mm), while the 8- μm filter would help find the optimum coagulant dosage for a coarser media (1.2 μm). In addition, Ives' filterability index should also make it possible to determine the optimal dosage for sand of effective diameter 1.2 mm. Within these two values, we hypothesised for a linear relationship between the optimal alum dosage and the media effective size. If assumed, the optimal dosages for intermediate ES should be determined by linear interpolation and the prediction equation would be written as follows:

$$\text{Optimal dosage of alum alone (mg/L)} = 5 \cdot \text{DE} + 3.0 \quad (5.2)$$

The validity of this hypothesis will be verified in the next phase.

5.5.3. PILOT VALIDATION OF THE ALUM OPTIMAL DOSAGES

The optimal dosage corresponding to the 0.8 mm size media, as determined on the pilot during phase 1 of the tests, is 7.1 mg/L of alum. Application the prediction model of phase 2 to calculate this optimal dosage leads to 7 mg/L, which is similar to the observed value (relative error 1.4 %).

Another validation test involved a different effective size of sand that is 1.0 mm. The interpolated optimal dosage is 8 mg/L. Following the pilot tests, conducted in accordance with the performance criteria, the experimental optimal dosage was 8.2 mg/L, which is satisfactorily predicted using the interpolation equation.

In the cases polymer is used in conjunction with a coagulant, we hypothesised the laboratory protocol of phase 2 to be valid for the selection of the optimal dosage of polymer, which was the objective of the fourth phase.

5.5.4. LABORATORY PROCEDURE TO PREDICT OPTIMAL DOSAGES OF POLYMER

The procedure developed previously was applied to the polymer by setting the alum dosage to 80 % of its optimal value. The task in this phase, carried out in the laboratory (jar tests), was to vary the polymer dosage and to determine the optimal dosages of polymer using Ives' filterability index and membrane filtration. The results obtained are presented in Figures 5.6 and 5.7. For the same reasons as in phase 2, turbidity of 0.45- μm filtrate remains constant, whatever the polymer dosage. Figure 5.6 shows a bell-shaped curve of the filtration time as a function of the polymer dosage for each of the 2 types of membrane filter. Figure 5.6-B confirms the evolution of turbidity as already discussed by other authors (Dentel *et al.*, 1989). The optimal dosages (maximal filtration

time and/or minimal turbidity) are 0.15 mg/L and 0.35 mg/L for the 0.45- μ m and 8- μ m membranes respectively. Figure 5.7, which presents Ives' filterability index versus dosages of polymer, also confirms an optimal polymer dose close to 0.35 mg/L. By analogy with phase 2, the dosages of 0.15 mg/L and 0.35 mg/L of polymer should correspond to optimal dosages for filtering media with 0.4 and 1.2 mm of effective size respectively. Then, the linear prediction equation for intermediate effective sizes would be established as follows:

$$\text{Optimal dosage of polymer} = 0.25 \cdot \text{DE} + 0.05 \quad (5.3)$$

The consistency of this approach will be tested in phase 5 by means of tests carried out directly on the pilot.

5.5.5. PILOT VALIDATION OF THE OPTIMAL POLYMER DOSAGE

The equation for prediction of polymer dose was validated on the pilot plant for the four ES studied. The alum dose was set to 80 % of the optimal dosage determined in phase 1 (Table 5.2). The dosages predicted using the linear regression derived in the laboratory are 0.15, 0.25, 0.30 and 0.35 mg/l respectively for 0.4, 0.8, 1.0 and 1.2 mm ES.

Table 5.3 summarises the characteristics of the optimal filter runs obtained on the pilot. These results confirm the accuracy of the prediction of the optimal polymer dosage

obtained with the jar tests.

If we compare Table 5.2 to Table 5.3, it is obvious that there is a significant difference between the run lengths when alum is used alone and when it is used in combination with the polymer. The addition of polymer considerably increases the duration of the filter runs, which is an advantage both in terms of the productivity of the filters and costs savings (less wash water, energy, etc.).

5.5.6. APPLICATION OF THE PROCEDURE FOR THE DETERMINATION OF ALUM DOSAGE DURING TURN OVER PERIOD

In order to make sure the procedure developed could accurately predict optimal chemical dosages for changing water quality, it was tested during turnover period to determine the optimal alum dosages. During this period the characteristics of the natural water changed as mentioned in materials and methods section. First, jar testing was carried out to determine the optimal dose of alum with membrane filtration technique (phase 2). The optimal dosages derived were 5.3 mg/L and 10.2 mg/L respectively for 0.4 mm and 1.2 mm effective sizes, which is a slight increase as compared with values obtained before turn over (5.0 and 9.0 mg/l –Table 5.2). With the linear regression, the optimal dosages were interpolated for 0.8 mm and 1.0 mm at 7.8 and 9.0 mg/L respectively. These predicted dosages were then validated on the pilot plant; the results on Table 5.4 show that the optimal dosages predicted with the laboratory procedure were

consistent with the actual optimal dosages determined with pilot testing. Slight decreases in filter runtime are observed due to raw water quality degradation in the turn over period.

The laboratory procedure for the determination of the optimal polymer dosages was also applied and no significant variation was observed from the polymer dosages previously mentioned in table 5.3.

5.6. CONCLUSIONS

This study has resulted in the definition of a rapid research protocol for determining the optimal dosages of the chemicals used in direct filtration. With the proposed procedure, it is possible to determine the optimal dosages for a given coagulant and for any effective size of filtering media between 0.4 mm and 1.2 mm within a few hours. However, it could take several days to accurately determine the optimal dosage in a full-scale plant if filter runs are to be compared for different coagulant dosages. The laboratory procedure thus offers major gains in terms of time and cost savings.

This method for determining the optimal dosage of coagulant and coagulant aid is based on jar test coagulated and flocculated waters, and can be summarised in the following steps:

- a) Measure filtration time with a membrane filter of porosity $0.45\ \mu\text{m}$. Plot the curve of filtration time versus the coagulant dosage. The raise-up point gives the optimal coagulant dosage for a filtering media of effective size of 0.4 mm;

- b) Measure filtration time with a membrane filter of porosity $8\ \mu\text{m}$. Plot the curve of turbidity and filtration time for the filter of porosity $8\ \mu\text{m}$ as a function of coagulant dose. The maximum filtration time and/or minimum turbidity give the optimal dosage for a filtering media of effective size of 1.2 mm.
- c) Estimate by linear interpolation the optimal dosages for intermediate filtering media effective sizes.

Obtaining the curve of Ives' filterability index as a function of the alum dosage is more time consuming but also gives good assessment of the optimal alum dosage for filtering media of 1.2-mm effective size.

- d) When a polymer is used as a coagulant aid, the bell-shaped curve of filtration time and turbidity as a function of the polymer dosage using membrane filtration gives the optimal polymer dosage for a given alum dosage.

Even though it is possible to obtain a satisfactory prediction of optimal dose of coagulant and polymer using the procedure based on bench-scale data, the scale-up may not be systematic all the time. For this reason, full-scale validation should be recommended for fine-tuning at full-scale.

The procedure developed here will certainly constitute a useful tool for plant designers and mainly to drinking water plants operators for a quick re-adjustment of chemical dosages, particularly when the quality of the raw water changes. When an important database exists on a specific site, the online adjustment of chemicals may be integrated in the plant-monitoring loop as the ultimate application of this procedure.

If other chemicals than those presented in this study are used, an adjustment of the proposed procedure may be necessary.

5.7. ACKNOWLEDGEMENTS

This study was carried out in connection with the research program of the NSERC Industrial Chair on Drinking Water at the École Polytechnique de Montréal. The authors wish to thank the Chair's partners for their financial support: NSERC, City of Montreal, City of Laval, École Polytechnique de Montreal, Vivendi-Water/John Meunier Inc. and the consulting firm Triax. Sincere thanks to Dr Chandra Mysore for his kind advice all through the project. Great thanks to Denis Allard, senior technician, to Patrice Simard and Yves Fontaine technicians for their helpful contribution in pilot operation and jar testing.

Table 5.1: Characteristics of raw waters amenable to treatment by direct filtration

Criteria	References
1) Turbidity less than 25 UTN and color less than 25 color units	(Culp, 1977)
2) Low color and turbidity less than 200 UTN	
3) Low turbidity and color less than 100 color units	
4) Diatoms concentration less than 1000 asu/ml	
1) Turbidity less than 10 UTN	(McCormick and
2) Color less than 15 color units	King, 1982)
3) Algae concentration less than 1000 asu/ml	
1) Turbidity less than 5 UTN	(AWWA
2) Color less than 40 color units	Committee
3) Algae concentration less than 2000 asu/ml ^(*)	Report, 1980)
4) Iron concentration less than 0.3 mg/L	reissued by
5) Manganese concentration less than 0.05 mg/L	(AWWA, 1999)

^(*): 1 asu = 1 areal standard unit = $20\mu \times 20\mu = 400\mu^2$

Table 5.2: Summary of optimal dosages of alum and characteristics of filtration runs

Effective diameter of the filtering media (mm)	Optimal alum dosage (mg/L)	Duration of maturation phase (min)	Filter run lengths (hh:min)
0.4	5.0	22	19:05
0.8	7.1	25	27:50
1.2	9.0	30	26:30
1.6	14.0	29	8:20
2.0	15.2	23	7:40

Table 5.3: Summary of alum and polymer dosages and characteristics of the optimal filtration runs

Effective diameter of the filtering media (mm)	Alum dosage (mg/L)	Polymer dosage (mg/L)	Duration of Ripening ^(*) (min)	Run lengths (hh:mm)
0.4	4	0.15	22	29:42
0.8	5.6	0.23	21	54:02
1.0	6.5	0.30	30	49:17
1.2	7.2	0.35	21	36:17

^(*) The ripening time is the time required to reach 0.2 NTU after filter backwash.

Table 5.4: Summary of optimal dosages of alum and characteristics of filtration runs during turn over period

Effective diameter of the filtering media (mm)	Optimal alum dosage (mg/L)	Duration of maturation phase (min)	Filter run lengths (hh:min)
0.4	5.3 ^(*)	25	15:25 ^(*)
0.8	7.8 ^(*)	27	23:15 ^(*)
1.0	9.0 ^(*)	23	21:30 ^(*)
1.2	10.2 ^(*)	28	20:55 ^(*)

^(*) : Evaluated on Jar Test

^(*) : Determined on pilot plan

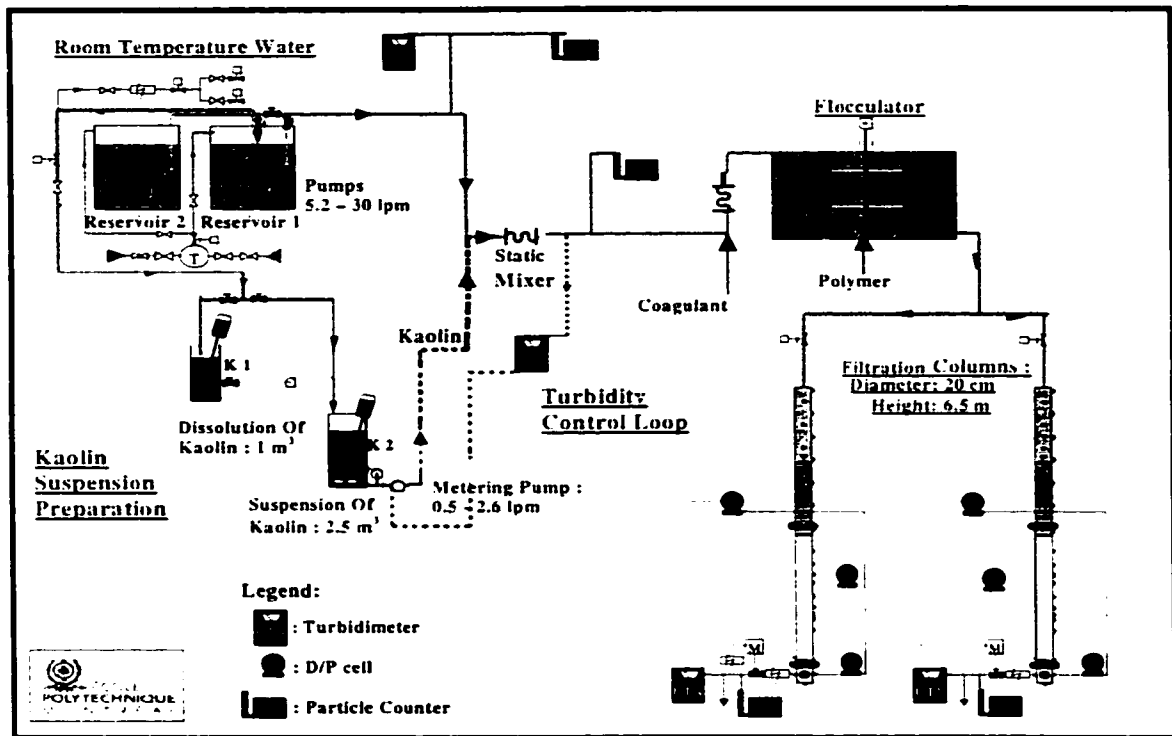


Figure 5.1: Schematic representation of the pilot plant flow diagram.

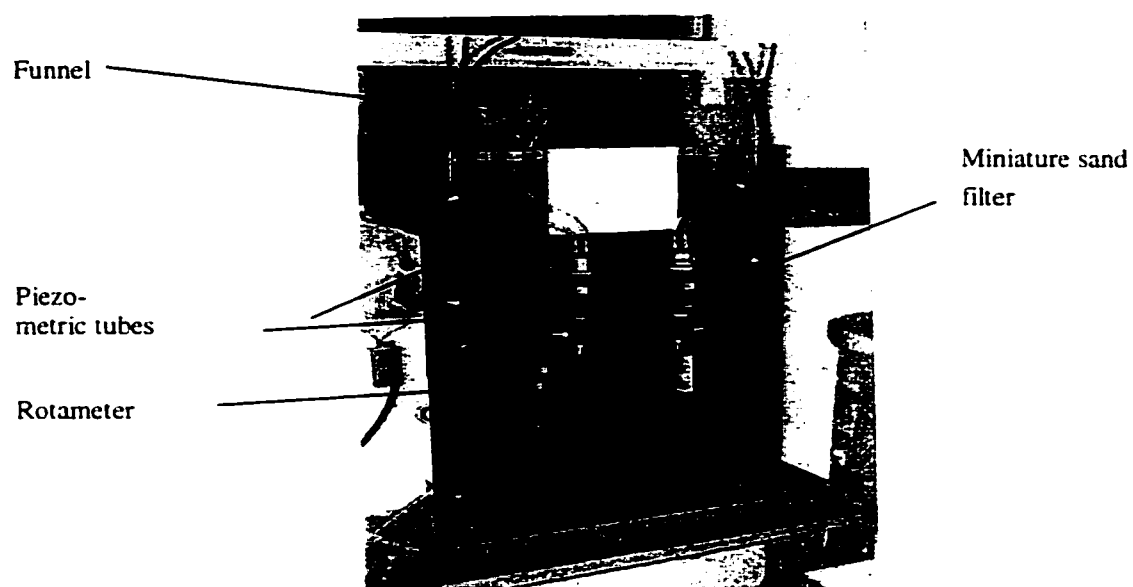


Figure 5.2: Ives' filterability index measurement device

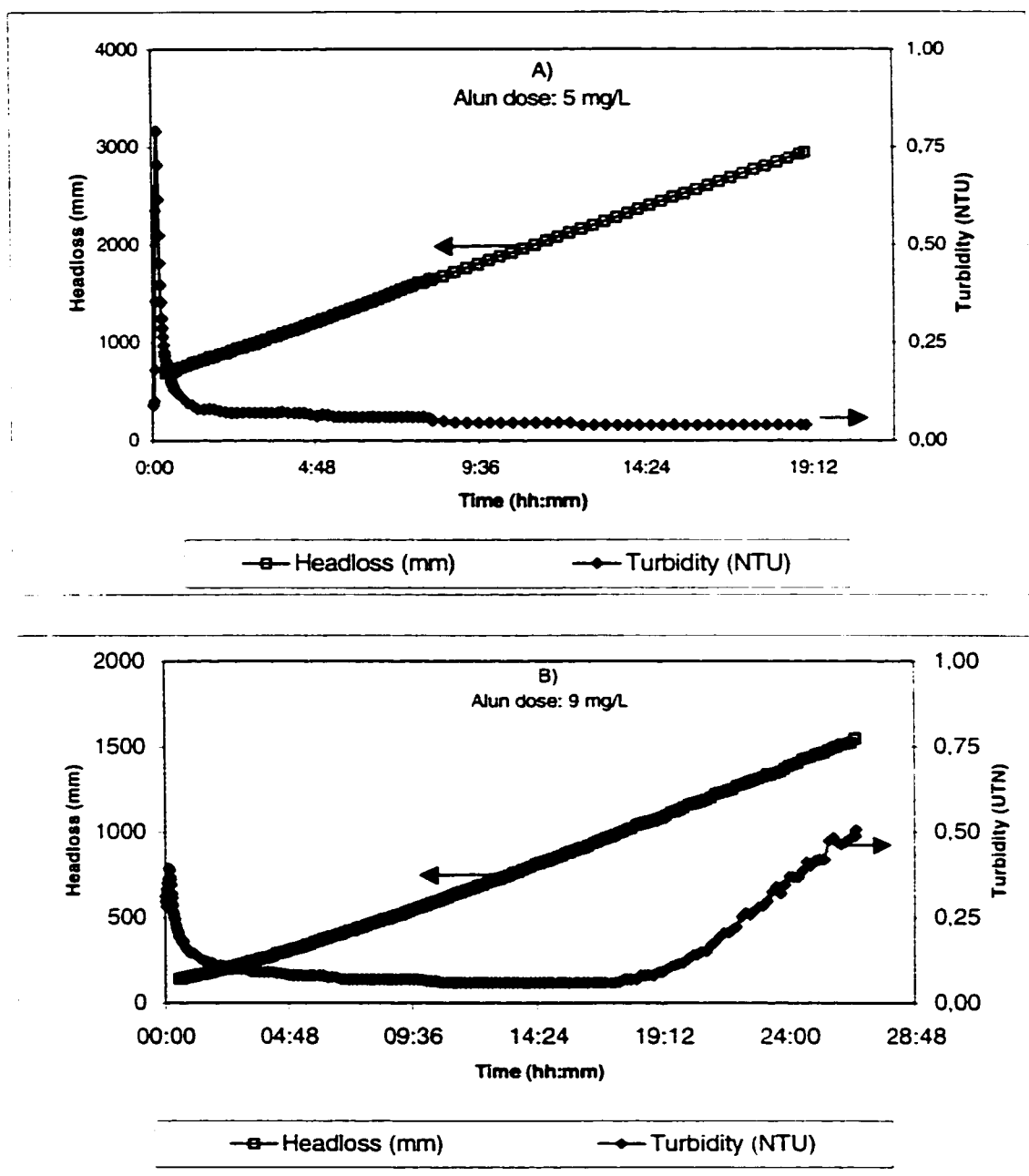


Figure 5.3: Example of turbidity and head loss monitoring during an optimal filter run:

A) Sand of effective size 0.4 mm; B) Sand of effective size 1.2 mm

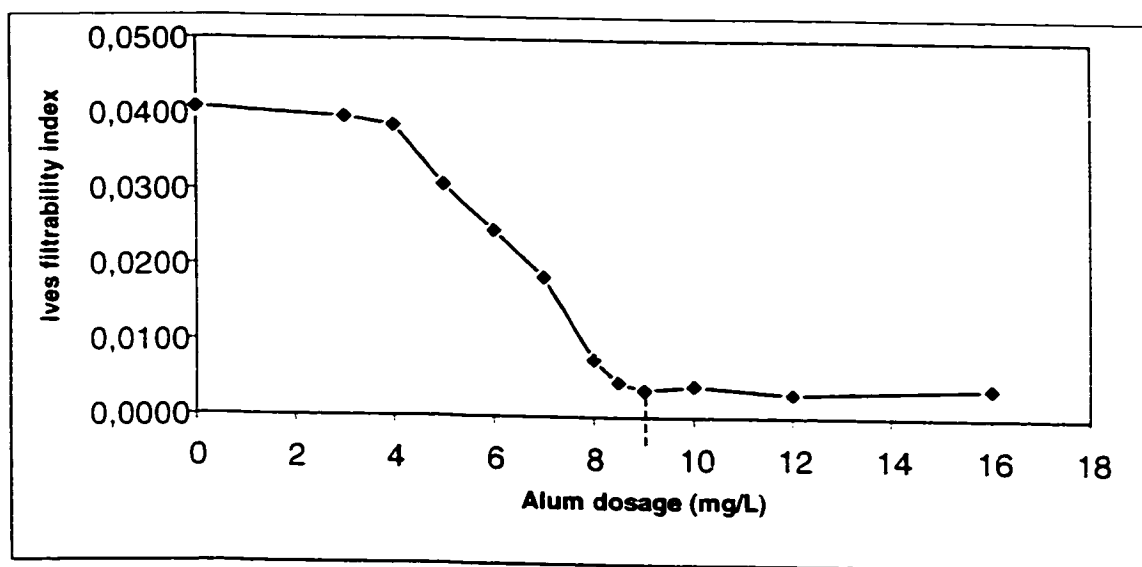


Figure 5.4: Determination of the optimal dosage of alum by using Ives' filterability index

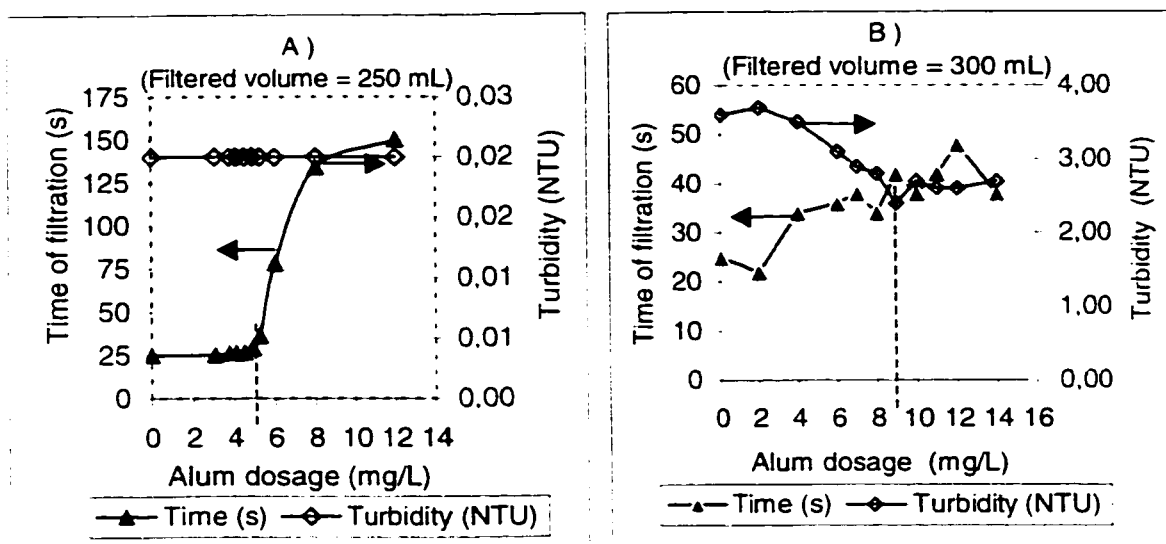


Figure 5.5: Determination of the optimal alum dosage based on:

A) 0.45- μ m membrane

B) 8- μ m membrane filtration

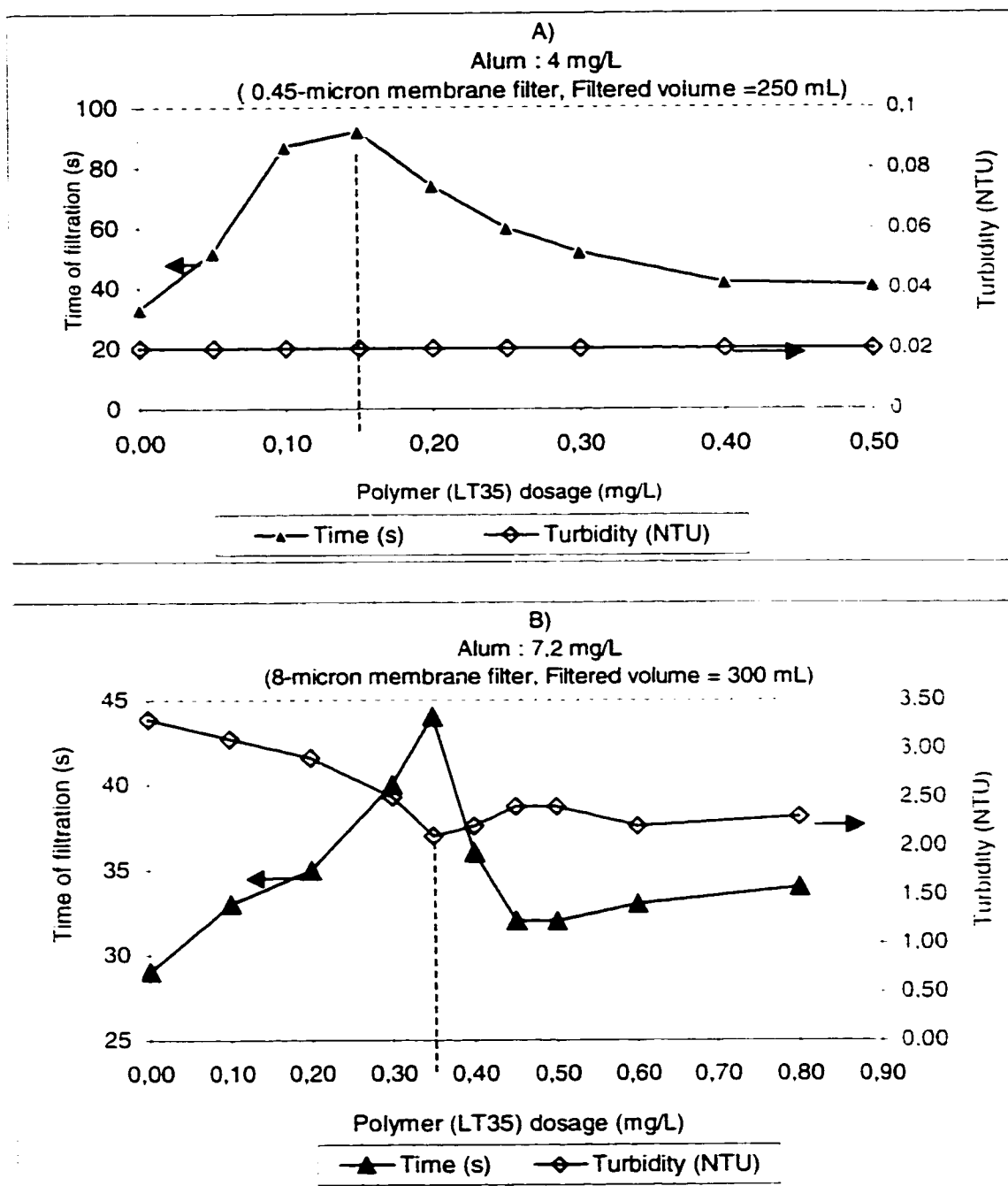


Figure 5.6: Filtration time for membrane filters of 0.45 μm (A) and 8 μm (B) and turbidity of the filtrate as a function of the polymer dosage.

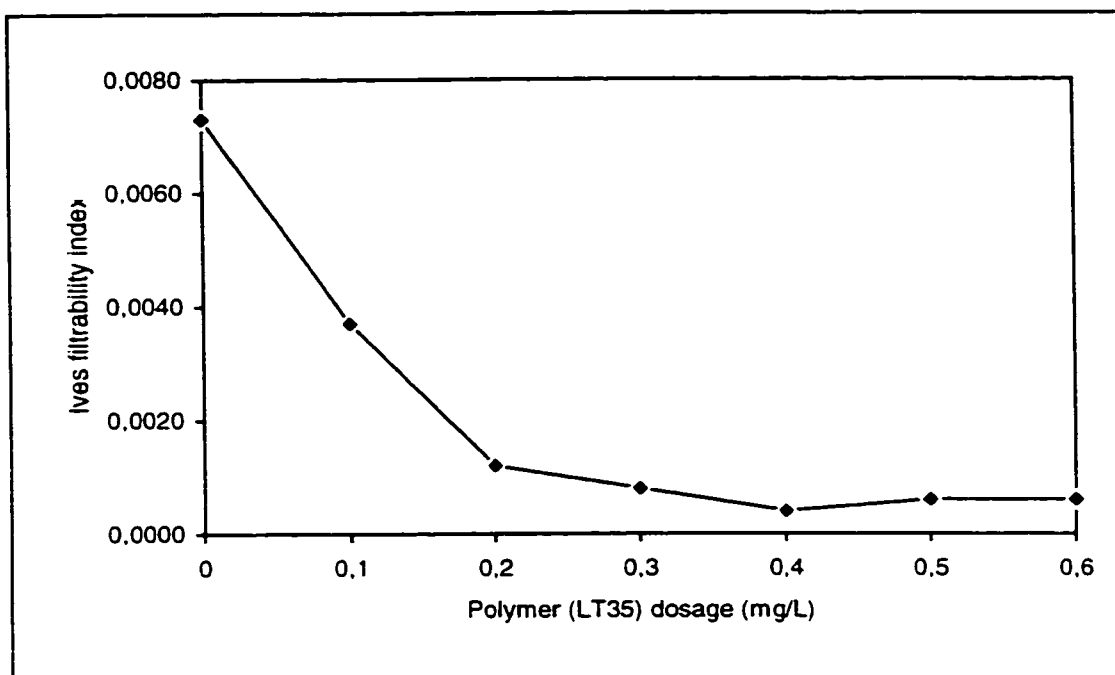


Figure 5.7: Ives' filterability index as a function of the polymer dosage. Alum dosage = 7.2 mg/l (80 % of the optimal dosage); tests carried out on jar test flocculated water.

CHAPITRE 6

ÉVALUATION DE L'IMPACT DES PARAMÈTRES DE CONCEPTION ET D'EXPLOITATION DES FILTRES EN FILTRATION DIRECTE

Ce chapitre présente et discute l'évaluation de l'impact sur les performances de la filtration directe des principaux paramètres de conception et d'exploitation des filtres. Il s'agit ici d'une étape importante pour la phase d'optimisation et de modélisation qui va suivre en ce sens qu'elle permettra d'identifier les paramètres d'impacts majeurs sur lesquels ladite phase devra se concentrer. Les résultats sont développés dans le projet d'article soumis à *Journal of Environmental Engineering and Science*.

Evaluation of the Impact of Design and Operation Parameters on Direct Filtration

**Maurice Tchio¹, *Boniface Koudjonou¹, Raymond Desjardins¹, Alain
Gadbois², Michèle Prévost¹**

¹ NSERC Industrial Chair on Drinking Water, Polytechnique Montreal, CGM

C.P. 6079 succ Centre Ville, Montreal, Canada, H3C 3A7

² USFilter - Vivendi - John Meunier, Engineering Manager, 4105 De Sartelon, Saint-
Laurent, Québec, H4S 2B3

*Tel. (514) 340 4711 (ext. 3733); Fax: (514) 340 5918 ; e-mail: boniface.koudjonou@polymtl.ca

6.1. ABSTRACT

This paper discusses the impacts of common design and operation parameters on the performance of direct filtration (DF). The tests were carried out on a pilot plant with a capacity of 45 m³/d. The raw waters used were obtained by spiking a natural water with a kaolin suspension. The DF treatment comprises coagulation, flocculation and filtration on a monolayer sand or anthracite bed. Seven parameters were studied in a wide range of variation so as to cover most of the commonly used configurations: effective size of the media (ES) 0.4 - 2.0 mm, depth of media (HMED) 50 - 300 cm, water head (WH) 50 - 250 cm, filtration rate (FR) 5 - 30 m/h, uniformity coefficient (UC) 1.3 - 1.5, raw water turbidity (TURB_RW) 1 - 5 NTU, type of filtering medium (MEDIA) sand or anthracite. The analysis of filter performance was based on the quantity and quality of filtered water produced and the cost of the filtration plant relative to each configuration.

The results show that four of the parameters studied (ES, HMED, FR and WH) have the most significant impacts on the filter performance and govern more than 77% of the performance criteria examined. This study also showed that the use high-rate filtration increases net productivity of filters. However, to comply with filtered water quality requirements, the three other parameters should be set to appropriate values since interactions between all four parameters are very high. The global cost analysis showed that a well designed and properly operated high-rate filtration process is more cost effective than the application of low-rate filtration.

Key words: Direct filtration, high rate filters, cost analysis, statistical experimental design, pareto chart

6.2. RÉSUMÉ

Le présent article discute de l'impact des sept paramètres courant de conception et d'exploitation des filtres sur les performances de la filtration directe (FD). Les essais ont été menés sur une usine pilote de FD de capacité 45 m³/d comprenant les étapes de coagulation, floculation et filtration sur un filtre monocouche à sable ou anthracite. La turbidité des eaux brutes reconstituées utilisées a été ajustée en ajoutant une suspension de kaolin dans de l'eau naturelle. L'espace expérimental étudié englobe les configurations usuelles d'application de la filtration. Il est défini par les sept paramètres : diamètre effectif du matériau (ES) 0.4 - 2.0 mm, épaisseur du lit filtrant (HMED) 50 - 300 cm, water head (WH) 50 - 250 cm, vitesse de filtration (FR) 5 - 30 m/h, coefficient d'uniformité (UC) 1.3 - 1.5, turbidité de l'eau brute (TURB_RW) 1 - 5 NTU et type de matériau filtrant (MEDIA) sable ou anthracite. Les performances des filtres ont été évaluées en fonction de la quantité d'eau filtrée produite et sa qualité ainsi qu'en fonction des coûts de construction et d'exploitation d'usines relatives aux différentes configurations testées.

Les résultats ont montré que quatre des paramètres étudiés (ES, HMED, FR et WH) avaient un impact majeur sur les performances des filtres. En effet, ces derniers

expliquent à eux seuls plus de 77% de chacun des critères de performances étudiés. Ce pourcentage est expliqué par les effets individuels des paramètres de même que les effets d'interactions. Ainsi, pour maintenir la performance désirée, la variation d'un paramètre doit s'accompagner d'un ajustement des trois autres. Globalement, la filtration à grande vitesse augmente la productivité journalière nette des filtres. Les résultats globaux d'analyse de coûts ont montré que les coûts de construction et d'exploitation dans le cas d'une filière de filtration directe à grande vitesse sont beaucoup moins élevés que pour les faibles vitesses de filtration.

Mots clés: Filtration directe, filtres à haute charge, analyse de coûts, plan statistique d'expérimentation, diagramme de pareto.

6.3. INTRODUCTION

The interest attached to physical removal of particles and pathogens in the treatment of drinking water is growing as a result of recent incidences of water-borne diseases around the world (Herwaldt *et al.*, 1992, Lisle and Rose, 1995, Fox and Lytle, 1996, Haas *et al.*, 1996). Some limits of chemical disinfection using chlorine, chlorine dioxide or ozone concern the production of potentially harmful by-products. Moreover, the presence in raw waters of pathogenic micro-organisms like *Giardia* and *Cryptosporidium* which are highly resistant to chemical disinfectants is well documented (Barbeau *et al.*, 1996, Venczel *et al.*, 1997, Richardson *et al.*, 2000). In recent decades, many works have been conducted to improve and optimise physical removal of particles in the conventional water treatment processes (Cleasby *et al.*, 1989, Cleasby *et al.*, 1992, Amini and Truong, 1998, Adin, 1999). This approach is more crucial when direct filtration (coagulation, flocculation, filtration) is used instead of the conventional coagulation, flocculation, settling, filtration process (AWWA Committee Report, 1980; Craig, 1985; Eikebrokk, 1999). Direct filtration (DF) is considerably less expensive in terms of plant construction and operation costs (Culp, 1977; Cleasby and Logsdon, 1999). However, it is more sensitive to sudden changes in the raw water quality and therefore requires a tight monitoring and well known procedures to permit rapid adjustment of chemical dosages when required (Cleasby and Logsdon, 1999).

The primary objective of this study is to evaluate the impact of design and operation parameters on filter performance.

Seven design and operation parameters are studied:

- type of filtering media (MEDIA)
- effective size of the filtering media (ES)
- uniformity coefficient of the filtering media (UC)
- height of the filtering media (HMED)
- height of the water above the filtering media (WH)
- rate of filtration (FR)
- turbidity of the raw water (TURB_RW).

Some of these parameters have already been studied by numerous researchers (McCormick and King, 1982; Kau and Lawler, 1995; Amini, 1996; Amini and Truong, 1998; Fitzpatrick, 1998; Fitzpatrick *et al.*, 1999). This study on direct filtration will enable us to determine the relative importance of each of these parameters, as well as their interaction effects on filter performance that is assessed by the volume and quality of filtered water produced.

6.4. MATERIALS

All tests were carried out on a pilot plant (Figure 6.1) with a capacity of 45 m³/d and comprising four parts:

1. Two tap water storage reservoirs (R1 and R2), each with a capacity of 15 m³. The temperature of the water is maintained at 20 °C in these reservoirs.

2. A system for preparing reconstituted raw water, consisting of a tank (K_1) where the kaolin powder (Hydrite R grade - PHIPPS & BIRDTM, U.S.A.) is dissolved into the tap water from R_1 and R_2 , and a second tank (K_2) where the dissolved suspension is kept homogeneous by an appropriate mixing.
3. A chemical pre-treatment system comprising a static mixer (P-04669-95, Cole Palmer, Canada) and a flocculator with a retention time of 10 minutes. Alum is added ahead of the static mixer, which is installed on the flocculator feed pipe. A polymer (polyDADMAC Percol[®] LT35, Ciba Canada) is added to the flocculator.
4. Two PVC filtration columns, 20 cm in diameter and 6.5 m in height. The columns are equipped with many sampling points at various heights.

The operation of the pilot plant and data acquisition (turbidity, particle counts, head loss) are all automated. The turbidity of the raw water is adjusted to a set value by means of an automated control loop using a metering pump. The required amount of kaolin suspension was mixed to the stock water in reservoirs R_1 and R_2 in order to obtain the turbidity required for the experiments (1 and 5 NTU). The turbidity of the water from the reservoirs is monitored by means of a Ratio 2000 turbidimeter (model 42100 -Hach, USA). The turbidity of the filtered water is measured using two turbidimeters. (model 1720D -Hach, USA). The particle counts are measured in the waters in reservoirs R_1 and R_2 , in the raw water and in the filtered water by means of particle counters (1900 WPCTM -Hach, USA). The head loss is also on-line monitored using differential pressure transducers (model 1151 -Rosemount, USA).

6.5. EXPERIMENTAL PROCEDURES

6.5.1. EXPERIMENTAL DESIGN

To study the impact of various parameters on a process, the *traditional approach* consists in the variation of one parameter at a time from an experiment to another. To perform an in-depth study involving several parameters, this approach harbours many disadvantages (Clément, 1998). One of these is that such an approach would require a large number of experiments. For example, for a two-modality traditional design on seven parameters would require 128 (2^7). The appropriate approach chosen for this study is a *statistical experimental design*. With this design, it is possible to vary several parameters from one test to another, reducing the number of experiments required to 16 (2^4). This two-modality design was defined using the Experimental Design module of the software, *Statistica*® (StatSoft, USA). This statistical module helps generate designs and also analyse the results of experiments in order to determine the individual effects of each of the parameters, as well as interactions. The complete experimental design is detailed in Table 1.

For the analysis of results our main objective was to find an equation linking the response of the system, Y - that is filter productivity, turbidity and particle counts of the filtered water.- to the design and operation parameters $X_1, X_2, \dots, X_n$. This equation is generally first-order polynomial (Myers and Montgomery, 1995) as follows:

$$Y = \beta_0 + \sum_{j=1}^n \beta_j x_j \quad (6.1)$$

The coefficients β_j are calculated using the least square method, which enables to find the solution that minimises the deviation between the values observed for the response and the values predicted by the model. The most important parameters are those with the highest β_j and are the ones that have the greatest effect on the variability of the response of the system. The *Statistica*® software includes the modules for calculations.

6.5.2. EXPERIMENTAL PROCEDURE

The tests described in Table 1 were performed after the determination of optimal dosages of chemicals for both effective sizes (0.4 mm and 2 mm) of filtering media on the pilot unit. Alum was used as the coagulant in combination with a polyDADMAC cationic polymer (Percol® LT35, Ciba, Canada). The coagulant and polymer dosages selected were such as to obtain the best filter productivity (low turbidity, long duration of filtration cycle, short ripening period). The optimal dosages of chemicals were as follows: 4 mg/L of alum + 0.15 mg/L of LT35 for ES = 0.4 mm, and 9 mg/L of alum + 1 mg/L of LT35 for and ES = 2 mm. These dosages were applied for all the tests described in Table 1.

The filtering media replacement was performed following the standardised method (AWWA and ANSI, 1996). The media was considered to be in a stable operation mode

when several consecutive filtration cycles (at least 2) gave similar results with less than 5 % variations on filter run length, effluent average turbidity and particle counts for consecutive filter runs. The end of the filtration cycles was dictated either by the maximum filtered water turbidity or when the maximum available head loss was reached. Half of the 16 tests in Table 1 were duplicated in order to validate the results and to assess the experimental error.

6.6. RESULTS AND DISCUSSION

The results of the tests were analyzed in terms of the quality (turbidity, particle counts) and the quantity (volume filtered per cycle and per day) of filtered water, and in terms of the costs associated with the construction and operation of filtration plants. Hence, five main parameters are considered for analysis of filter performance: the productivity per day (PPD); the unit filter run volume (UFRV); the average turbidity (AVTURB) and average particle counts (AVPART) in the filtered water and the costs of construction and operation (COST) relative to each filter configuration. To take into account the different standards on filtered water quality, three average values of filtered water turbidity were considered: 0.5, 0.2 and 0.1 UTN. Table 2 presents the filter performances in terms of quality and quantity of the water produced and Figure 6.2 shows details on the computation of average characteristics of filtered water.

6.6.1. CONTRIBUTION OF EACH INDIVIDUAL PARAMETER TO FILTER PERFORMANCE

Statistically, it is possible to determine the effects of each individual parameter on the filter performances, as well as the effects of interactions among the parameters studied. These effects can be presented in the form of Pareto diagrams, as shown in Figure 6.3. In these diagrams, the importance of each parameter is proportional to the length of the corresponding bar. The interactions are also clearly identified on these diagrams, expressed as ' X_1 by X_2 ', which corresponds to the interaction between parameters X_1 and X_2 . The value to the right of each bar is a relative statistical variable which measures the signal-to-noise ratio of the parameter involved. If this value is negative, it indicates that the performance analysed diminishes when the parameter increases. For example, Figure 6.3-A shows that increasing the filtration rate or the water head (WH) increases the productivity of the filters, while increasing the depth of media lowers the turbidity and number of particles in the filter effluent. The tendencies observed are identical under each of the three turbidity criteria considered. Some of these tendencies have been observed in other pilot studies or in studies on actual full-scale plants (Craft, 1971; Boller and Kavanaugh, 1995) and, can be explained by considering filtration mechanisms. For example, increasing the filtration rate increases the shear stress on the flocs, which causes them to break. The resulting smaller flocs are more likely to sink in the media and ultimately to breakthrough in the filtered water (Cleasby and Baumann, 1962; Cleasby *et al.*, 1989; Fitzpatrick *et al.*, 1999). It has also been shown (Letterman,

1987) (Faust, 1998) that increasing the filtration rate diminishes the effectiveness of the particle removal process in a filter bed, which results in shorter filtration cycles. In most cases, however, increasing the filtration rate increases the quantity of water produced per unit of the filter area and per unit of time (Cleasby and Baumann, 1962; Trussell *et al.*, 1980).

An increase in the effective size of the filtering media causes wider pore size (Sherard *et al.*, 1984; Amirtharajah, 1988), which facilitates the passage of particles to the effluent (Trussell *et al.*, 1980). A fine media improves the particle removal process, and the quality of the filtered water as well. However, the high rate of head loss increase could limit the productivity of the filter (Trussell *et al.*, 1980).

The total volume of pores increases with the depth of the bed (HMED), which results in a higher potential of removal of particles and turbidity, thereby improves the overall performance of the filter (Amini, 1996).

Increasing water head results in longer filtration runs, in that it allows for a higher maximum available head loss.

According to the results of this study, four of the seven parameters have a significant effect on filter performance. These are 1) filtration rate -FR; 2) effective size -ES; 3) depth of the media -HMED and 4) water head -WH. The combination of their individual and interaction effects explain up to 77 to 92% of filter performance in terms of the quality and quantity of the filtered water (Table 3). The high contribution of interaction

effects among these four parameters reveals how important it is to consider all the parameters in the strategies for the design and operation of filters. It should be reminded that, in general, it is not possible to detect these interaction effects with traditional experimental designs.

The effect of the other three parameters, namely the type of media (sand or anthracite), raw water turbidity and the uniformity coefficient, is minimal. The weak influence of raw water turbidity is consistent with the standards (AWWA, 1999) since direct filtration is recommended for raw waters with a turbidity under 5 NTU. In addition, the conclusions drawn from this analysis may not be valid beyond the ranges explored in this study.

6.6.2. ANALYSES OF PERFORMANCE WITH RESPECT TO FILTRATION RATE

The growing use of high-rate filtration warrants a comparative study of the performances of filters operating at 5 m/h and at 30 m/h. Based on the analysis of results presented in Table 3, it is possible to draw out the best filter configurations for each of the three performance criteria that are analysed (daily production, average turbidity and particles). These results are summarised in Table 4.

To simplify the reading of the filter configurations, the only four parameters of great interest are considered and configurations will be noted as HMED/WH/ES/FR.

It turns out that the best daily productivities are obtained at a high filtration rate (Exp. 15

- 300/300/2/30) and (Exp. 2 - 50/300/0.4/30). We note, however, that the quality of filtered water (low AVTURB and AVPART) improves at a low filtration rate (5 m/h). It appears, moreover, that the filtration parameters are interdependent. For example, at a high filtration rate (30 m/h), the best productivity is obtained for two typical combinations involving a high water head:

- a) a deep bed of coarse media (Exp. 15 - 300/300/2/30); or
- b) a shallow bed of fine media (Exp. 2 - 50/300/0.4/30 or Exp. 6 - 50/300/0.4/30).

By contrast, the best quality of filtered water is obtained at low filtration rate (5 m/h) with the same bed characteristics except that the water head is low:

- a) a deep bed of coarse media (Exp. 9 - 300/50/2/5 and Exp. 16 - 300/50/2/5); or
- b) a shallow bed with fine media size (Exp. 5 - 50/50/0.4/5).

These results show in the overall that a deep bed with coarse media would be more suitable for low rates whereas shallow bed with fine media would be the best design for high rate filtration. In each case, the only differences between the best configurations above mentioned concern the type of media, the uniformity coefficient and the turbidity of the raw water. This confirms the conclusion based on statistical analysis, that these parameters have relatively minor impact on filter performance within the scope of this study.

6.6.3. STUDY OF THE ECONOMICS OF FILTER CONFIGURATION

To build a new plant or to renovate an existing plant, costing is an indispensable part of

the final decision-making process. The costs presented in Table 5 are those that are associated with the construction and operation of a direct filtration plant (coagulation, flocculation, filtration) with a capacity of 100,000 m³/d. Construction costs include civil engineering (excavation, concrete, housing, etc.), filtering media (sand or anthracite), flocculator, mechanical and electrical systems (sensors, turbidimeters, dp-cells, etc.), backwashing equipments (pumps, air compressors, etc). Operation costs include chemicals, equipment maintenance, operators and the cost of electricity. In order to compare the various configurations, the present value of the exploitation costs have been evaluated over a 20-year period assuming an actualisation rate of 6 % and an annual inflation rate of 2%.

The cost analysis reveals that, at 30 m/h, the best configurations previously identified based on both filter productivity and filtered water quality, are also the most cost effective ones. These plants use a shallow bed with a fine media (0.4 mm). Such a filter requires less outlay in terms of media and washing equipment. Furthermore, the energy consumption and water losses are lower (less backwash water discharge). Conversely, at low filtration rate (5 m/h), the costs associated with the best filtered water quantity & quality (Exp.9 - 300/50/2/5 and Exp.16 - 300/50/2/5) are higher. In fact, the low-rate filtration calls for a large filtering surface which require powerful equipments and high operation costs. For example high dosages of chemicals are used for the 2 mm media. In this study, the filter configurations operated at 5 m/h are in general from 1.5 to 2.2 times more costly than those operating at 30 m/h.

As a result of this analysis, we conclude that the use of high-rate filtration is a much more economical solution than filtration at lower rates. This said, it should be noted, however, that appropriate adjustment of all of the design and operation parameters is essential in order to meet the required quality of filtered water and filter productivity.

6.7. CONCLUSIONS

This study, which deals with the effects of seven parameters involved in the design and operation of filters for direct filtration applications, has made it possible to draw the following conclusions:

1. Four of the seven parameters studied have significant effects on filter performance. They explain more than 77% of the productivity of filters and the quality of the filtered water. These parameters are filtration rate, effective size of media, depth of the media and water head. They should be considered for optimisation of the design and operation of filters. The other three parameters (type of media, turbidity of the raw water and uniformity coefficient) are of minor impact in the context of direct filtration and within the ranges of variation explored in this study.
2. High-rate filtration allows increase the productivity of filters, in terms of the volume of water produced per day but may degrade filtered water quality if the other parameters are not properly designed. This observation underlines that a global optimisation which takes into account all major parameters is essential, since these parameters present individual effects and interaction effects as well.

3. High-rate filtration is more cost effective than low-rate filtration as well for the volume of filtered water produced as for the filtered water quality.

Not only do these results constitute an aid to the decision-making process in the design and exploitation of new filtration units, they can also be used to retrofit existing filters. If imposed constraints on civil engineering exist (fixed total clearance for example), well designed values of the four main parameters may be found to optimise and improve the productivity of filters and the filtered water quality.

For more accurate prediction of the filter performance within the boundaries covered by the experimental design, more research would be necessary, which would emphasise on the four main parameters derived from this study in order to propose a prediction model at any point of the experimental space.

6.8. ACKNOWLEDGEMENTS

This study was carried out as part of the research program of the NSERC Industrial Chair on Drinking Water at the École Polytechnique de Montréal. The authors wish to thank the Chair's partners for their financial support: NSERC, City of Montreal, City of Laval, École Polytechnique de Montréal, Vivendi-Water/John Meunier Inc. and the consulting firm Triax. Sincere thanks to Dr Chandra Mysore and Benoît Barbeau for their kind advice all through the project. Many thanks to Denis Allard, senior technician, to Patrice Simard and Yves Fontaine technicians for their helpful contribution in pilot operation and jar testing.

6.9. LIST OF SYMBOLS

AVPART	average particle counts
AVTURB	average turbidity
COST	costs of construction and operation
DF	direct filtration
ES	effective size of the filtering media
FR	filtration rate
HMED	height of the filtering media
LT35	a polyDADMAC Percol [®] polymer
MEDIA	sand or anthracite
NTU	nephelometric turbidity unit
PPD	productivity per day
WH	water head
TURB_RW	raw water turbidity
UC	uniformity coefficient of the filtering media
UFRV	unit filter run volume

Table 6.1: Description of the parameters of the statistical experimental design

Experiment #	HMED (cm)	WH (cm)	ES (mm)	UC -	FR (m/h)	TURB_RW (UTN)	MEDIA
E-1	50	50	0.4	1.3	5	1	Sand
E-2	50	300	0.4	1.5	30	1	Anthracite
E-3	300	50	0.4	1.3	30	1	Anthracite
E-4	300	300	0.4	1.5	5	1	Sand
E-5	50	50	0.4	1.5	5	5	Anthracite
E-6	50	300	0.4	1.3	30	5	Sand
E-7	300	50	0.4	1.5	30	5	Sand
E-8	300	300	0.4	1.3	5	5	Anthracite
E-9	300	50	2	1.3	5	5	Sand
E-10	300	300	2	1.5	30	5	Anthracite
E-11	50	50	2	1.3	30	5	Anthracite
E-12	50	300	2	1.5	5	5	Sand
E-13	50	300	2	1.3	5	1	Anthracite
E-14	50	50	2	1.5	30	1	Sand
E-15	300	300	2	1.3	30	1	Sand
E-16	300	50	2	1.5	5	1	Anthracite

Table 6.2: Filter performances: Filter productivity and filtered water quality according to three turbidity objectives

Test Identification (HMED/WH/E:UC/FR/TURB_RW/MEDIA)	Objective 0.5 UTN					Objective 0.2 UTN				
	PPD ⁽¹⁾ (m ³ /m ² /d)	UFRV ⁽²⁾ (m ³ /m ² /run)	AVTURB (UTN)	AVPART (#/ml)	PPD (m ³ /m ² /d)	UFRV (m ³ /m ² /run)	AVTURB (UTN)	AVPART (#/ml)		
E1 (50/50/0.4/1.3/5/1/S)	112.2	72.4	0.060	4.0	110.5	71.3	0.056	2.0		
E2 (50/300/0.4/1.5/30/1/A)	677.2	286.4	0.108	138.9	663.7	280.7	0.103	136.8		
E3 (300/50/0.4/1.3/30/1/A) ⁽³⁾	10.0	0.42	0.010	0.5	4.0	0.17	0.010	0.5		
E4 (300/300/0.4/1.5/5/1/S)	109.1	102.0	0.043	3.7	108.5	101.5	0.041	3.7		
E5 (50/50/0.4/1.5/5/5/A)	112.1	84.1	0.091	3.0	106.0	79.5	0.075	1.8		
E6 (50/300/0.4/1.3/30/5/S)	663.3	260.8	0.158	168.8	648.0	254.8	0.149	169.1		
E7 (300/50/0.4/1.5/30/5/S) ⁽³⁾	10.0	0.42	0.010	0.5	3.0	0.13	0.010	0.5		
E8 (300/300/0.4/1.3/5/5/A)	111.0	157.9	0.058	17.9	110.6	157.4	0.057	17.8		
E9 (300/50/2/1.3/5/5/S)	118.2	578.6	0.031	21.0	118.2	578.6	0.031	20.4		
E10 (300/300/2/1.5/30/5/A)	663.7	255.7	0.122	513.4	643.1	195.9	0.060	159.1		
E11 (50/50/2/1.3/30/5/A) ⁽⁴⁾	0.0	0.0	0.630	5000.0	0.0	0.0	0.630	5000.0		
E12 (50/300/2/1.5/5/5/S)	110.0	44.8	0.227	377.3	88.3	21.9	0.143	141.9		
E13 (50/300/2/1.3/5/1/A)	117.6	296.5	0.311	1193.6	110.6	72.3	0.086	209.4		
E14 (50/50/2/1.5/30/1/S)	617.1	46.0	0.375	1467.2	0.0	0.0	0.374	1517.7		
E15 (300/300/2/1.3/30/1/S)	697.6	571.9	0.210	780.2	674.0	305.2	0.080	175.0		
E16 (300/50/2/1.5/5/1/A)	117.9	371.6	0.037	1.5	117.6	370.6	0.037	1.2		

⁽¹⁾; PPD = total volume of water produced in one day;

⁽²⁾; Total volume of water produced per run less ripening and backwash

⁽³⁾; Very short filter runs because of very high load loss;

⁽⁴⁾; Turbidity at the effluent always higher than 0.5 UTN

Table 6.2: (Continued)

Test identification (HMED/WH/ES/UC/FR/TURB_RW/MEDIA)	Objective 0.1 UTN				
	PPD (m ³ /m ² /d)	UFVR (m ³ /m ² /run)	AVTURB (UTN)	AVPART (#/ml)	
E1 (50/50/0.4/1.3/5/1/S ^(a))	108.7	70.2	0.05	1.9	
E2 (50/300/0.4/1.5/30/1/A ^(a))	310.7	114.6	0.10	138.4	
E3 (300/50/0.4/1.3/30/1/A)	0.0	0.0	0.01	0.5	
E4 (300/300/0.4/1.5/5/1/S)	107.8	100.8	0.04	3.6	
E5 (50/50/0.4/1.5/5/5/A)	84.9	63.7	0.05	1.1	
E6 (50/300/0.4/1.3/30/5/S)	0.0	0.0	0.15	169.1	
E7 (300/50/0.4/1.5/30/5/S)	0.0	0.0	0.01	0.5	
E8 (300/300/0.4/1.3/5/5/A)	110.0	156.6	0.06	17.8	
E9 (300/50/2/1.3/5/5/S)	117.8	576.6	0.03	20.4	
E10 (300/300/2/1.5/30/5/A)	628.3	165.1	0.04	71.8	
E11 (50/50/2/1.3/30/5/A)	0.0	0.0	0.63	5000.0	
E12 (50/300/2/1.5/5/5/S)	0.0	0.0	0.14	141.9	
E13 (50/300/2/1.3/5/1/A)	104.3	49.2	0.06	73.3	
E14 (50/50/2/1.5/30/1/S)	0.0	0.0	0.37	1517.7	
E15 (300/300/2/1.3/30/1/S)	644.9	211.6	0.05	59.3	
E16 (300/50/2/1.5/5/1/A)	117.2	369.6	0.04	1.1	

^(a); S = Sand; A = Anthracite

Table 6.3: Contribution of the parameters studied to filter productivity and filtered water quality.

	Objective 0.5 UTN				Objective 0.2 UTN				Objective 0.1 UTN			
	PPD	UFRV	AV-	AV- TURB PART. (m ³ /m ² /run)	PPD	UFRV	AV-	AV- TURB PART. (m ³ /m ² /run)	PPD	UFRV	AV-	AV- TURB PART. (m ³ /m ² /run)
				(NTU) (#/ml)				(NTU) (#/ml)				(NTU) (#/ml)
Filtration rate	31%	0.95%	13%	12%	18%	3%	13%	12%	7%	13%	13%	12%
Effective size	2%	17%	13%	11%	0.00%	5%	14%	13%	8%	12%	13%	11%
Height of media	2%	10%	26%	13%	0.01%	13%	27%	12%	12%	27%	26%	13%
Water head	23%	8%	5%	9%	40%	1%	4%	8%	21%	1.3%	5%	9%
Interactions	27%	45%	35%	32%	42%	70%	33%	31%	44%	38%	35%	32%
Cumulative contribution	85%	81%	92%	77%	100%	93%	92%	77%	92%	92%	92%	77%

Table 6.4: Classification of the best three configurations as a function of filtration rate, by decreasing order of effectiveness

FR = 5 m/h Configurations: HMAT/WH/DE/VF			
Criteria	First	Second	Third
Daily productivity (m ³ /m ² /d)	E-9 ^(*) 300/50/2/5 (118.2) ^(**)	E-16 300/50/2/5 (117.9)	E-13 50/300/2/5 (117.6)
Average turbidity (UTN)	E-9 300/50/2/5 (0.031)	E-16 300/50/2/5 (0.037)	E-4 300/300/0.4/5 (0.043)
Average particles (Part/ml)	E-16 300/50/2/5 (1.5)	E-5 50/50/0.4/5 (3.0)	E-4 300/300/0.4/5 (3.7)
Quantity & quality	E-9 300/50/2/5	E-16 300/50/2/5	
FR = 30 m/h Configurations: HMAT/WH/DE/VF			
Criteria	First	Second	Third
Daily productivity (m ³ /m ² /d)	E-15 300/300/2/30 (697.6)	E-2 50/300/0.4/30 (677.2)	E-6 50/300/0.4/30 (663.3)
Average turbidity (UTN)	E-2 50/300/0.4/30 (0.108)	E-10 300/300/2/30 (0.122)	E-6 50/300/0.4/30 (0.158)
Average particles (Part/ml)	E-2 50/300/0.4/30 (138.9)	E-6 50/300/0.4/30 (168.8)	E-10 300/300/2/30 (513.4)
Quantity & quality	E-2 50/300/0.4/30	E-6 50/300/0.4/30	

^(*) : No. of tests as described in Table 1

^(**) All the values in parentheses correspond to the 0.5 UTN turbidity criteria as defined in Table 2

Table 6.5: Summary of the costs of the various configurations, actualised over a 20-year period (filtration plants of capacity 100 000 m³/d)

Test No.	H-MAT	WH	ES	UC	FR	TURB_ RW	Media	Number of filters required	Surface area of one filter	PLANT COSTS (actualised over a 20-year period)
	(cm)	(cm)	(mm)		(m/h)	(UTN)			(m ²)	\$ CAN
E-1	50	50	0.4	1.3	5	1	Sand	8	104	9,083,000
E-2	50	300	0.4	1.5	30	1	Anthracite	4	35	5,712,000
E-3	300	50	0.4	1.3	30	1	Anthracite	4	35	6,606,000
E-4	300	300	0.4	1.5	5	1	Sand	8	104	12,410,000
E-5	50	50	0.4	1.5	5	5	Anthracite	8	104	9,044,000
E-6	50	300	0.4	1.3	30	5	Sand	4	35	5,725,000
E-7	300	50	0.4	1.5	30	5	Sand	4	35	6,642,000
E-8	300	300	0.4	1.3	5	5	Anthracite	8	104	11,584,000
E-9	300	50	2	1.3	5	5	Sand	8	104	12,505,000
E-10	300	300	2	1.5	30	5	Anthracite	4	35	8,744,000
E-11	50	50	2	1.3	30	5	Anthracite	4	35	8,830,000
E-12	50	300	2	1.5	5	5	Sand	8	104	12,881,000
E-13	50	300	2	1.3	5	1	Anthracite	8	104	11,226,000
E-14	50	50	2	1.5	30	1	Sand	4	35	9,045,000
E-15	300	300	2	1.3	30	1	Sand	4	35	8,110,000
E-16	300	50	2	1.5	5	1	Anthracite	8	104	12,322,000

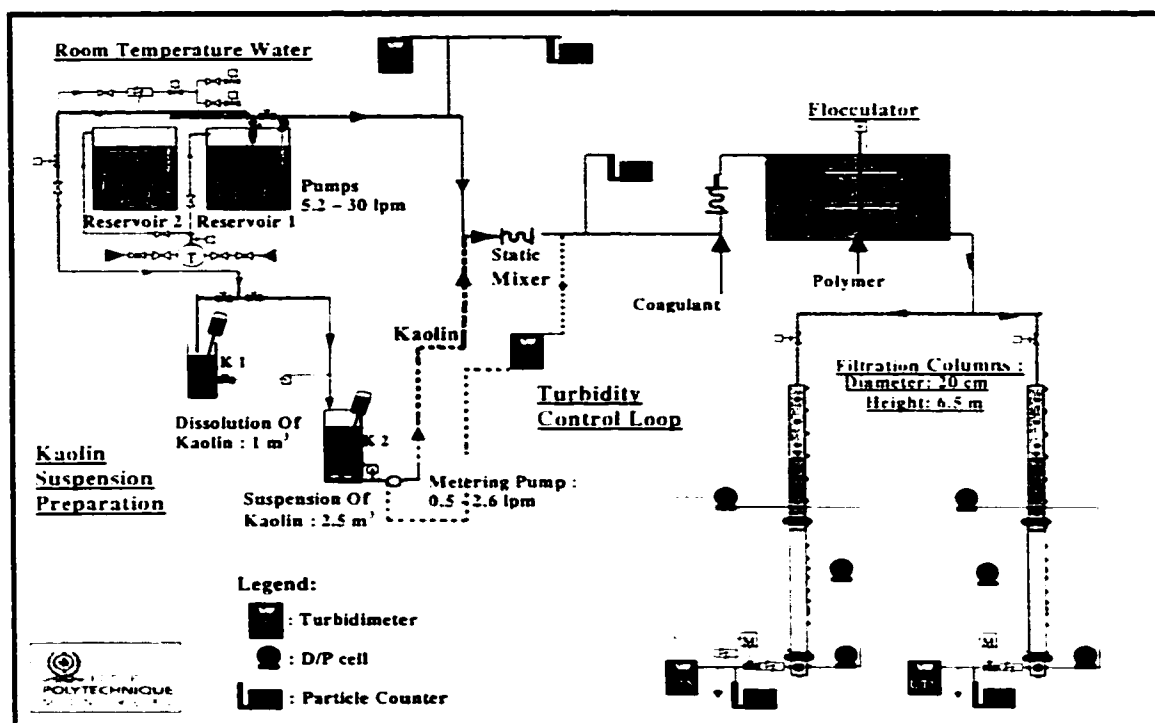


Figure 6.1: Flow diagram of the direct filtration pilot plant

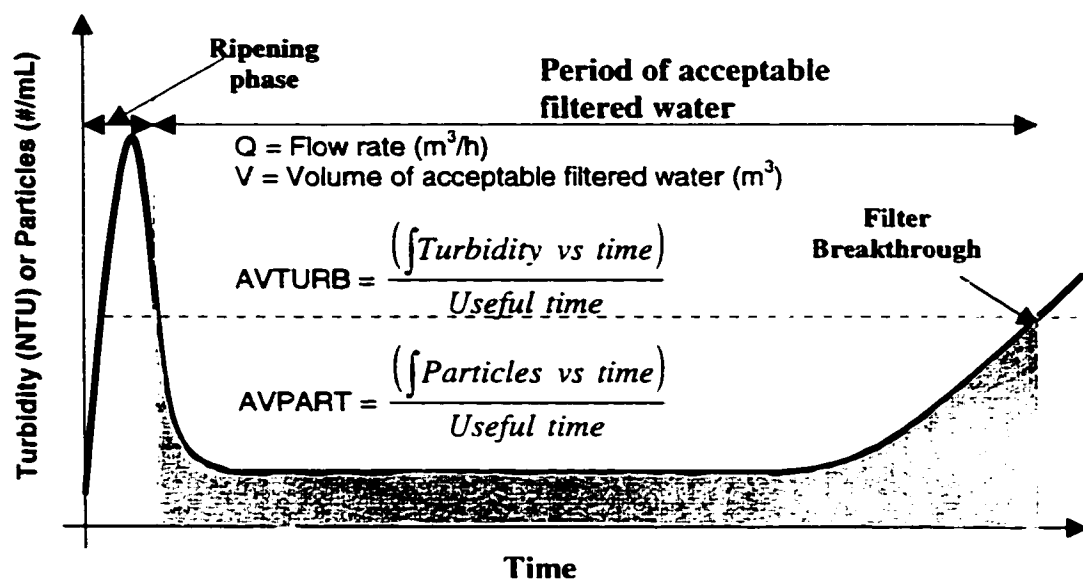


Figure 6.2: Calculation of average characteristics of filtered water (turbidity and particle counts)

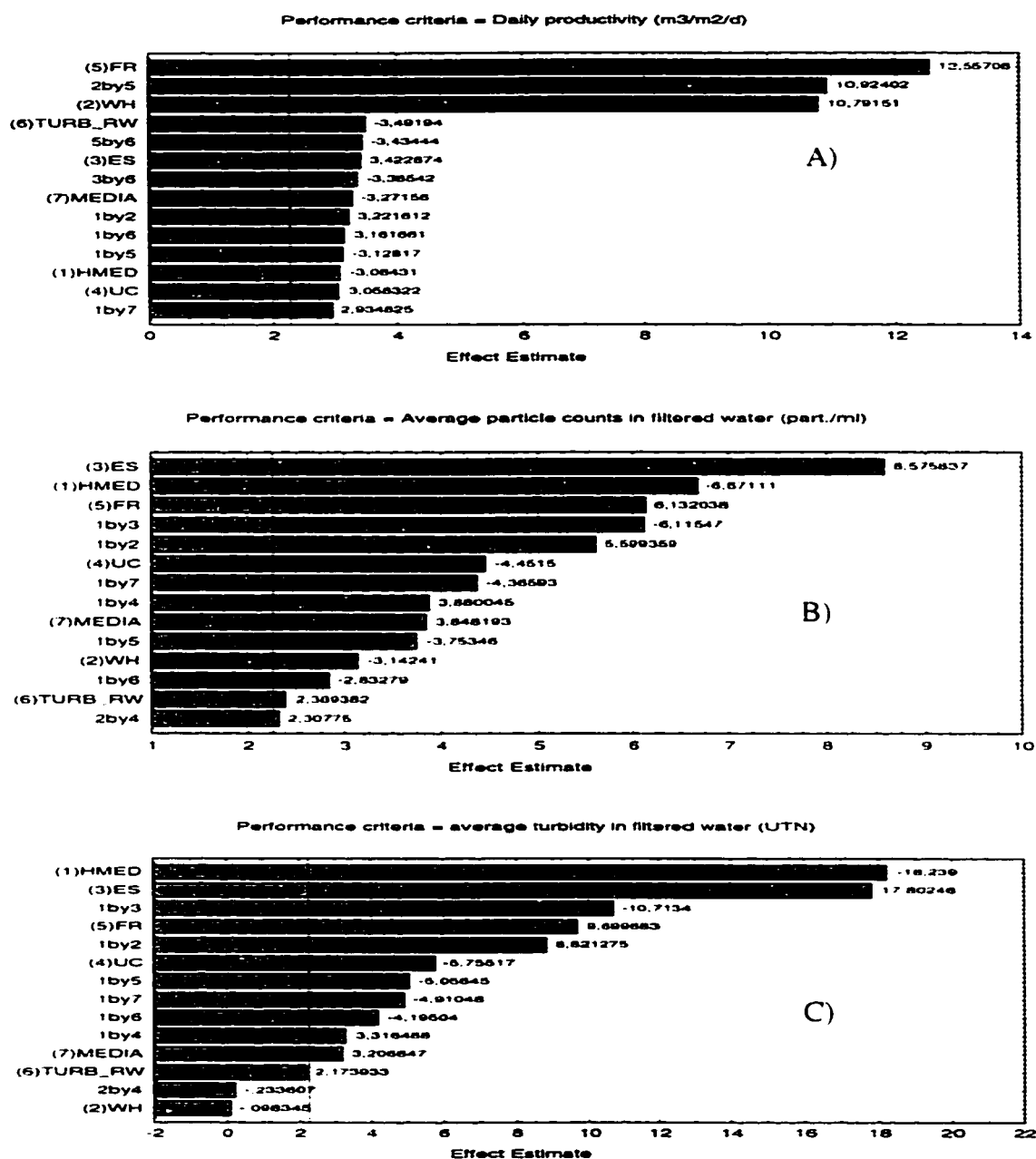


Figure 6.3: Pareto charts showing the significance of parameters on A) Productivity; B) Mean particles in the filter effluent; C) Mean turbidity in the filter effluent

CHAPITRE 7

OPTIMISATION ET MODÉLISATION DE LA FILTRATION DIRECTE

Suite à l'étude ayant permis l'identification des paramètres à effet majeur sur les performances de la filtration directe, ce chapitre présente et discute les résultats de la phase d'optimisation et de modélisation. Les résultats de ce chapitre ont fait l'objet d'un projet d'article soumis pour publication dans la revue *Journal of the American Water Works Association*. Les résultats ont conduit au développement d'un modèle de prédiction des performances de la filtration directe. Les principales avenues de ce modèle ainsi que de son logiciel d'accompagnement y sont également explorées.

Optimization and Modeling of Direct Filtration

Maurice Tchio, *Boniface Koudjonou, Raymond Desjardins, Michèle Prévost

NSERC Industrial Chair on Drinking Water, Polytechnique Montreal, CGM

C.P. 6079 succ Centre Ville, Montreal, Canada, H3C 3A7

*Tel. (514) 340 4711 (ext. 3733); Fax: (514) 340 5918; e-mail: boniface.koudjonou@polymtl.ca

7.1. ABSTRACT

A pilot plant study was conducted to optimize and model direct filtration (DF). The process studied included coagulation, flocculation and filtration. The study focused on four parameters which have a major effect on direct filtration performances.

A mathematical model was developed to predict filter performances in order to propose optimal DF configurations. These performances were assessed based on the productivity of filters and the quality of the filtered water. The model can be used as a decision-support tool to design new plants or identify upgrade alternatives. The cost assessment tools integrated into the model provide a basis for comparison of costs of construction and operation of DF plants using various filter configurations. The results of the analysis suggest that the configurations that lead to optimal productivity and filtered water quality are the most economical ones. A software was developed to make the model easy to run and user-friendly.

Key words: Direct filtration, optimization, modeling, performance prediction, construction operation and maintenance costs

7.2. INTRODUCTION

Recent improvements in international standards for drinking water quality recommend very low turbidity for filtered water. This requires enhanced removal of turbidity and particles, and of microorganisms identified as potentially responsible for water-borne diseases (Herwaldt *et al.*, 1992; Lisle & Rose, 1995; Fox & Lytle, 1996; Haas *et al.*, 1996). Several studies have shown that certain pathogenic parasites are highly resistant to disinfection; the main documented examples being *Giardia* and *Cryptosporidium*, (Venczel *et al.*, 1997; Richardson *et al.*, 2000). For such organisms, only efficient physical removal (clarification, granular filtration, membrane filtration) will guarantee compliance with microbial drinking water quality standards. With direct filtration (DF), the optimization of filtration becomes even more critical since there is no solid separation step other than filtration in this process. Many attempts have been made to model the filtration process. The most advanced filtration models available today (O'Melia & Ali, 1978; Tien & Payatakes, 1979; Ngo *et al.*, 1995) are descriptive and may help to explain some filter performances, however they are ineffective in predicting filtered water quality. Moreover, they involve so many theoretical parameters that they are of no practical use for plant design and/or operation (Monk, 1987; Boller & Kavanaugh, 1995).

The objective of this study was to develop a model which would constitute an easy-to-

use tool to help in the design and operation of drinking water treatment plants. Engineers will find the model helpful in process design, and operators in filter performance optimization.

This study focuses on four design and operation parameters which have a major impact on filter performances (Tchio *et al.*, 2001b) for raw water turbidity below 5 NTU, based on the proposed characteristics of waters eligible for DF (AWWA, 1999). These parameters are: effective size of the filter material (ES), height of the filter medium (HMED), water head above media (WH) and filtration rate (FR).

7.3. MATERIALS

All the tests were conducted on a direct filtration pilot plant with a capacity of 45 m³/d and comprising 4 units (Figure 1):

- The water storage system consists of 2 large reservoirs (R1 and R2) of 15 m³ each, where the temperature of the natural river water used (St. Lawrence River, Canada) was maintained at 20°C ± 0.5°C.
- The kaolin preparation unit consists of a kaolin dissolution tank, K1, and another tank, K2, to which the dissolved kaolin is transferred and maintained in suspension (Logsdon *et al.*, 1993). This suspension is used as an artificial source of turbidity and particles. The turbidity of the water feeding the pilot is obtained by mixing this suspension online with the water from R1 and R2 by means of an

automated control loop. This turbidity-controlled water of 5 NTU is referred to as “raw water” at the pilot plant.

- The chemical pretreatment comprises coagulation with alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, 14 H_2O ; Eaglebrook Inc., Canada) followed by flocculation using a polyDADMAC cationic polymer (Percol[®] LT35, Ciba, USA). Alum is added upstream of a static mixer and the polymer is added in the flocculator.
- The filtration columns are made of PVC (internal diameter 20 cm; height 6.5 m) and are equipped with numerous sampling points.

Raw water preparation, filter operation and data acquisition (turbidity, particle counts, head loss) are fully automated using Citect[®] (Ontor Limited, Canada) and Aquaview+ (Hach, USA) softwares. Filter performances are evaluated based on filter productivity (volume of filtered water) and filtered water quality (turbidity, particle counts) criteria. Productivity was assessed as productivity per day (PPD in $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$) and unit filter run volume (UFRV in $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{run}$). PPD corresponds to the quantity of water filtered per unit surface area of the filter, less the volumes of backwash water and water filtered during the ripening phase, over a 24-hour period, while UFRV is reported on a single filtration run. Filtered water quality was measured by the average turbidity (AVTURB) and average particle counts (AVPART) in the filtered water. These are calculated as shown in Figure 7.2 by the integral below the turbidity and particle count curves divided by the cycle length, excluding the ripening period.

The turbidity of the water in the reservoirs (R1 and R2) and that of the filtered water were measured using 2 types of turbidimeter (Ratio 2000, model 42100 and Model 1720D, Hach, USA). The particle counts were measured in the reservoir water, in the raw water and in the filtered water using four particle counters (Model 1900 WPCTM, Hach, USA). The head loss was measured online using a differential pressure transducer (Model 1151, Rosemount Instruments Ltd., Canada).

7.4. EXPERIMENTAL PROCEDURES

7.4.1. STATISTICAL EXPERIMENTAL DESIGN

The traditional approach to carrying out a study on many parameters requires a large number of tests, since the experimental design involves the variation of a single parameter from one test to another.

With a statistical experimental design, it is possible to cover the same experimental space by conducting a relatively small number of tests, since several parameters can be varied from one test to the other. The statistical modules available also offer the possibility of analyzing the results by determining the individual effects as well as the synergistic effects or interaction effects of these parameters on the response, which cannot be done using the traditional experimental design. Thus, there are several

disadvantages to the traditional approach and its use should be discouraged (Clément, 1998).

For the present study, the design applied used a Box Wilson "*Central Composite*" module of the software *Statistica*[®] (StatSoft Inc., USA). This design accommodates a large number of levels of variation for each parameter (in this case 5 levels) and covers the best current filtration applications. It requires that only 25 different configurations be tested (Table 7.1) instead of 625 with the traditional approach. The experimental space studied covers the following ranges: effective size of the filtering material – ES (0.4 - 2.0 mm), height of the filter bed – HMAT (50 - 250 cm), water head over filtering media – WH (50 - 250 cm) and filtration rate – FR (6 - 30 m/h).

7.4.2. DEVELOPMENT AND UTILIZATION OF THE MODEL

The aim in modeling is to find a mathematical equation linking a response Y (output) to the parameters studied, $X_1, X_2, \dots, X_n$ (input). A second-order polynomial model is commonly used to find the "best fit". For this study, the Y responses are represented by five filter performance criteria: 1) productivity per day (PPD); 2) unit filter run volume (UFRV); 3) average turbidity of the filtered water (AVTURB); 4) average particle concentration in the filtered water (AVPART); and 5) plant costs (COST), including construction, operation and maintenance. For the four parameters studied, X_i , the

second-order polynomial equation derived to model filter performance can be written as follows:

$$Y = \beta_0 + \beta_1 X_1 + \beta_2 X_2 + \beta_3 X_3 + \beta_4 X_4 + \beta_{11} X_1^2 + \beta_{22} X_2^2 + \beta_{33} X_3^2 + \beta_{44} X_4^2 + \beta_{12} X_1 X_2 + \beta_{13} X_1 X_3 + \beta_{14} X_1 X_4 + \beta_{23} X_2 X_3 + \beta_{24} X_2 X_4 + \beta_{34} X_3 X_4 \quad (7.1)$$

Where, X_1 , X_2 , X_3 , X_4 are the parameters studied (ES, HMED, WH and FR), $X_i X_j$ are the interactions between parameters X_i and X_j , and β_0 is a constant which is the main effect. The coefficients β_i describe the linear effects of individual input parameters and β_{ij} the interaction effects. These are all calculated by the *Statistica*[®] software and give the best adjustment between the experimental results and the values obtained by the model.

In addition, a statistical technique called the "desirability method" makes it possible to perform a search of the optimal filter configuration for a given criterion of filter performance and for multiple criteria as well. In the present case, this technique makes it possible to simultaneously optimize productivity, AVTURB, AVPART and COST. The principle is to assign the highest desirability (=1) to the most satisfactory value, and the lowest (=0) to the least satisfactory value of the performance criterion studied. For example, for the cost criterion, desirability 1 is assigned to the minimal cost and desirability 0 to the maximal cost; desirability values between 0 and 1 are assigned to the intermediate costs following a predefined linear or non-linear evolution. The method can be applied to each performance criterion. For the multi-criteria analysis, the

configuration that responds optimally to the different criteria together is the one that corresponds to the greatest global desirability, calculated according to the equation:

$$\text{Global desirability} = (D_1 \times D_2 \times D_3 \times \dots \times D_n)^{(1/n)} \quad (7.2)$$

where: n is the number of criteria and D_i the value of the desirability assigned to the i^{th} criterion.

7.4.3. RUNNING THE TESTS

Preliminary studies were performed to define a reliable and repeatable procedure for preparing reconstituted raw waters and to determine the optimal dosages of chemicals (Table 7.2) applied for each of the five effective sizes of filtering media (Tchio *et al.*, 2001a). For reconstituted raw waters, kaolin suspensions are used as additional source of turbidity and particles. Turbidity is adjusted to a set value of 5 NTU by means of an automated control loop using a metering pump. Before conducting each test of the experimental design, a new filtering medium is installed according to the standard method (AWWA & ANSI, 1996). The filtering medium was considered suitable for testing when successive filtration runs became repeatable, as defined by less than 5% variation in cycle duration, turbidity and particle counts in the filtered water. This generally occurred three to six runs after a new filtering medium was installed. The end

of a filtration run was defined by the first of the following two parameters to be reached: filtered water turbidity of 0.5 NTU or maximal available head loss.

7.4.4. CALCULATION OF PLANT COSTS

The costs of construction, operation and maintenance are an important consideration in the selection of a treatment train. Construction costs include civil engineering, filtering material, mechanical and electrical devices, and filter backwashing equipment. Operation and maintenance costs include chemicals, energy consumption, operators and equipment maintenance. Cost estimates are based on a direct filtration plant composed of coagulation, flocculation and filtration, the nominal capacity of which was 100,000 m³/d. To compare the various configurations, operating and maintenance costs were actualized over a period of 20 years, which makes it possible to assess the present value of the plant, assuming an annual actualization rate of 6% and a 2% inflation rate. To test the reliability of the cost evaluation module of the model, the modeled costs were compared with costs evaluated by three consulting engineering firms of Reid Crowther, Montgomery Watson and Sandwell, as part of the pre-design of the Seymour direct filtration plant for the Greater Vancouver Regional District (GVRD) drinking water treatment program¹. To compare costs on the same basis, the costs were adjusted to a plant with a capacity of 100,000 m³/d.

¹ Information obtained from the Engineering & Construction Department of the Greater Vancouver Regional District, Water Treatment & Research, Burnaby, B-C, Canada.

7.5. RESULTS AND DISCUSSION

7.5.1. EXPERIMENTAL RESULTS

The various configurations tested on the pilot installation are presented in Table 7.3. This table also shows the results obtained for each of the response criteria analyzed: PPD, UFRV, AVTURB, AVPART and COST.

7.5.2. DEVELOPMENT OF THE MODEL

From the analysis of the results in Table 7.3 performed using the software *Statistica*[®], the fifteen coefficients (β_i and β_{ij}) of the model shown in equation (1) were derived (Table 7.4). These coefficients describe the linear effects (β_i) and the quadratic or interaction effects (β_{ij}) of the four parameters studied (ES, HMED, WH, FR). The high values of the coefficients of determination (R^2) indicate that the prediction of the experimental values by means of the adjusted model is highly accurate.

Note that the model is only valid within the experimental space defined by the ranges of the parameters under study and should not be extrapolated outside these ranges.

7.5.3. VALIDATION OF THE MODEL

To test the model in terms of predicting filter performances, three levels of additional tests were undertaken (Table 7.5):

- Pilot-testing on reconstituted raw waters: nine different configurations (VA1 to VA9) within the experimental space of concern in this study were performed on the pilot plant, using the same raw water (reconstituted with kaolin).
- Pilot-testing with natural raw waters: some data obtained during the GVRD pilot-testing program (1996-1997) were considered (VA10 – VA13)². These tests used natural raw water from Seymour River and included coagulation, flocculation and filtration. Since dual-media filters were used, the value of the effective size considered in the model was weight-averaged using the effective size and depth of both media: sand and anthracite.
- Full-scale direct filtration plant: this validation test was conducted using the data from the direct filtration plant of the municipality of Salaberry-de-Valleyfield³ in Canada (VA14).

In each case, the values predicted by the model are compared with the performances obtained for different sets of experiments (Table 7.5).

Concerning validation on reconstituted raw waters, the deviations between the experimental results and the values predicted by the model are fairly satisfactory (< 20%) near the center of the experimental space (i.e. VA2 and VA3). Near the borders of

² Information obtained from the Engineering & Construction Department of the Greater Vancouver Regional District, Water Treatment & Research, Burnaby, B-C. Canada.

the experimental space (i.e. VA1 and VA9), the prediction of some performance criteria becomes less accurate. In these cases, the deviation may rise to 50% for UFRV due to low accuracy for prediction of run lengths. In fact, all statistical models are assumed to be valid only within the boundaries of the experimental space, with accuracy decreasing from the center to the borders of the considered experimental space, which is in accordance with the above-mentioned results. Besides that, the deviation may also become relatively high with very low values of particles counts and turbidity.

The GVRD natural waters treatment chain is closely related to the chain in the present study, both in terms of the chemicals applied (alum and polymer) and the treatment steps (coagulation, flocculation and filtration). The experimental performances obtained in the GVRD pilot-testing program were predicted well by the model, especially for VA10 and VA12. It should be noted that these two runs terminated due to maximum head loss, while VA11 and VA13 ended because the 0.1 NTU turbidity set-point had been reached. The model used here is based on a 0.5 NTU set-point, which explains why shorter filter runs were observed (hence shorter UFRVs) than the modeled values. Moreover, the relatively high deviations between the experimental and modeled values of turbidity and particle counts are attributable to the low ranges of these parameters, which are close to the detection limits of turbidimeters and particle counters. As shown in Table 7.5, the

³ Data (filtration report) obtained from the filtration plant of Salaberry-de-Valleyfield, Quebec, Canada

deviation between the pre-design actualized costs and the cost obtained with the model is 2%, which is satisfactory and shows a good degree of accuracy of the cost assessment module of the model.

For the Valleyfield plant, the treatment chain (in-line filtration) did not include the flocculation step. Moreover, the coagulant used -- Clarion™ (95% alum and 5% Epi-DMA) -- and its one-step application are different from the procedure followed in this study. The deviations between the full-scale data and the modeled values are somewhat high (Table 7.5), which suggests that the model should not be applicable to in-line filtration; further research is needed.

7.5.4. OPERATION OF THE MODEL: *DIRECT FILTRATION EXPERT* ^Ω SOFTWARE

With the coefficients enumerated in Table 7.4, it is possible to predict the performances of a filter with a given configuration. However, finding the optimal configuration requires the use of the "desirability method", which calls for more sophisticated calculations and search algorithms. The functions offered by *Microsoft Excel*® and *Statistica*® proved to be too slow and not user-friendly. For these reasons, the software *Direct Filtration Expert* ^Ω was developed to apply the capabilities of the model more efficiently.

The interface for this software is made up of 3 zones (Figure 7.3):

Zone 1) design and operation parameters,

Zone 2) performance criteria,

Zone 3) criteria for the selection of design and operation parameters.

Zones 1) and 2) can be used either to set the input parameters or to display the predicted outputs. This makes the software applicable to the design of new filters or to the upgrading of existing filters. The search for optima can also be applied to a sub-part of the experimental space; for instance, in the case where there are initial constraints imposed by existing installations.

Four keys are provided by the interface: *Compute*, *Reset*, *Options* and *Close*. They give the user the opportunity to launch the following functions respectively: *calculate*, *restart* interface with default values, *modify* certain parameters and *exit* the program. The *Options* key helps modify parameters like the increments for the search function, the limits of the experimental space, the desirability parameters and the weighting factors for the decision-making parameters.

7.5.5. SOME TRENDS REVEALED BY *DIRECT FILTRATION EXPERT*^Ω

The data generated with the *Direct Filtration Expert*^Ω software can be plotted for graphic analysis. Figures 7.4 to 7.9 present some examples of trends of PPD, UFRV, AVTURB and COST obtained under the specified conditions. It should be noted that the trends of average particle counts are not presented, since they are mostly similar to those observed for average turbidity. Note, for example, that the maximal productivity (Figure

7.4) and the low costs (Figure 7.5) are related to an effective size of about 1 mm. UFRV is roughly proportional to the depth of the media (Figure 7.6), but decreases with an increase in filtration rate (Figure 7.8), since effluent turbidity deteriorates (Figure 7.9). Most of these trends can be explained using known physical mechanisms of filtration, as follows:

- The increase in effective size increases the pore size of the filter bed (Sherard *et al.*, 1984; Amirtharajah, 1988) and facilitates the passage of particles (Trussell *et al.*, 1980). This may cause a turbidity breakthrough into the filtered water and consequently a higher average turbidity (Figure 7.5) and shorter filtration runs. Filter runs vary from 13 hours (ES = 0.4 mm) to 1.4 hours (ES = 2.0 mm). To optimize filter productivity and filtered water quality, too high a rate of head loss increase -- generated by fine media -- and rapid turbidity and particle breakthrough in the filtered water -- associated with the use of coarse media -- should be avoided. In the conditions presented in Figures 7.4 to 7.9, the optimal effective size should be about 1.0 mm.

The increase in costs with an increase in effective size is due on the one hand to the increased capacity of the backwashing equipment (high purchase price and energy consumption), and on the other to the use of higher dosages of the chemicals required for coarse media. It should be noted that the increase in costs is only significant at ES above 1.0 mm (Figure 7.5), which corresponds, interestingly, to an optimal productivity (Figure 7.4).

- The increase in the height of the filter bed increases the volume of pores. This potentially improves removal of turbidity and particles (Faust, 1998), which in turn extends the length of the filter runs, thereby increasing the UFRV. Filter backwashing occurs less frequently, hence reducing water losses, energy consumption and overall costs (Figure 7.7).
- The increase in filtration rate enhances the rate of accumulation of head loss, as described by various equations (Ergun, 1952; Ngo *et al.*, 1995). In fact, interstitial water velocity increases, which accelerates the break-up of the flocs, potentially leading to premature breakthrough in turbidity and particles (Cleasby & Baumann, 1962; Cleasby *et al.*, 1989; Fitzpatrick *et al.*, 1999), as observed in Figure 7.9. PPD increases with filtration rate, even though UFRV decreases (Figure 7.8) as stated by (Cleasby & Baumann, 1962; Trussell *et al.*, 1980). By contrast, for the same PPD, the costs diminish with an increase in filtration rate (Figure 7.9); in fact, for a given treatment plant production, increasing the filtration rate results in more compact facilities, and hence lower construction and maintenance costs.

7.5.6. APPLICATION OF THE MODEL TO PERFORMANCE AND COST ANALYSIS

Table 7.6 presents a few examples of the application of the model to finding optimal configurations for either a single performance criterion or for multi-criteria performance analysis. The model is also used to simulate the upgrading of an existing plant.

These results show that the best quality of filtered water (low turbidity and particle counts) is obtained with media of small effective size operated at a low filtration rate. However, the associated costs are very high, since, for a given plant capacity, such configurations require a large filtration surface area and thus numerous filters and related equipment.

The high PPDs are obtained with high-rate filtration using a deep bed, which increases the potential of removal of turbidity and particles consistently with trends reported by other researchers. (Letterman, 1987; Faust, 1998). In addition, at high rates, a deep water head is necessary to increase maximum available head loss and so ensure reasonable run lengths. The same filter configurations, but operated at a low rate, lead to higher costs, as previously stated, as well as a high UFRV, since the rate of head loss increase is low, resulting in long filtration runs.

It is interesting to note that, in the whole experimental space, the configuration that optimizes the quantity and quality of filtered water is also very cost-effective. This configuration is high-rate, deep-bed filtration. The high rate helps reduce the operating and maintenance costs to a mere 40% of the overall costs, versus over 60% with a low rate.

The use of deep beds is not commonly recommended by the standard design procedures (Canadian Water and Wastewater Association, 1993; Chen, 1995). However, the results of this study confirm that the current trend of increasing application of deep beds

combined with high-rate filtration is definitely a better option, in terms of filter productivity, quality of the filtered water and of the costs associated with construction, operation and maintenance. High-rate deep-bed filtration is already being successfully applied at the GVRD treatment plant (Ferguson & Neden, 2001) and in Los Angeles (Cleasby & Logsdon, 1999).

To discuss the performance criteria and the associated filter configurations more fully, the global impacts of the initially imposed criteria must be determined. For instance, in Figure 7.9 ($ES = 1.2$ mm; $HMED = 150$ cm; $WH = 150$ cm), the average filtered water turbidity remains under 0.16 NTU for filtration rates up to 30 m/h. However, to respect the 0.10 NTU turbidity value proposed by the Partnership for Safe Drinking Water Program (Croker *et al.*, 1997), a filtration rate of 10 m/h may be applied at the very most. Given that the filter surface area required at 30 m/h is one-third that required at 10 m/h, the overall costs at 30 m/h are 20% higher than at 10 m/h (\$7.5 million versus \$6.3 million). This example illustrates that small variations in performance criteria may substantially impact operating and maintenance costs. This financial aspect needs to be taken into account in the decision-making process for plant design, operation and maintenance and by agencies involved in establishing drinking water quality regulations.

At the bottom of Table 7.6, an example is shown of the application of *Direct Filtration Expert*² to optimizing the performances of an existing filter designed to operate at a

maximum rate of 10 m/h. In the existing building, the maximum height available (media and water head) is only 2 m. The *Direct Filtration Expert*² software was used to determine the optimal configuration in such a restricted experimental space. The results in Table 7.6 show that the current design and operation features of the plant are sub-optimal, and that the optimized conditions derived from the model would have improved both filter productivity and filtered water quality, and at the same time resulted in cost savings.

To summarize, these multi-criteria analyses have clearly demonstrated that the appropriate design and operation of high-rate filtration is more economical than filtration at lower rates.

7.5.7. LIMITS OF THE MODEL AND FURTHER WORKS

This direct filtration model has been developed on pilot data and its range of application has been tested using data from a pilot plant and on a full-scale plant. Even though the DF train (coagulation-flocculation-filtration) seemed adequately predicted by the model, other improvements are required to fine-tune the model coefficients in order to extend its application to other drinking water filtration issues. Thus, a broader investigation on different source waters and of the other chemicals used for coagulation or for flocculation should be beneficial in stretching the application of the model or to adapting

it to other specific treatment practices.

The impact of temperature is also an issue for further study to reinforce this model, since temperature is assumed to impact coagulation, flocculation and filtration.

Turbidity will probably not be an issue, however, if the model is applied to raw waters of less than 5 NTU, as recommended by the AWWA Committee (AWWA, 1999).

Although the approach of weight-averaging effective size for the dual-media filters at the GVRD pilot plants seemed reliable for the model, an in-depth investigation on dual-media or multi-media filtration, which are not of concern in this study, is recommended.

In conclusion, the procedure developed in this study (statistical experimental design, method for analyzing results, development of a model and software) for optimizing existing plants or designing new filters improved our understanding of filtration and provided tools to enhance filter performance.

7.6. CONCLUSION

A practical model for predicting and optimizing direct filtration performances was derived from the results of this study. The following conclusions should be drawn:

- An optimized application of high-rate filtration increases the daily productivity of filters without deterioration in the quality of filtered water.
- Deep-bed high-rate filtration proves to be the best option for optimizing filter

productivity, filtered water quality and the overall construction, operation and maintenance costs of the plant.

- The mathematical model derived in this study provides tools for predicting and for calculating costs of construction, operation and maintenance for direct filtration applications. The integrated software, *Direct Filtration Expert*², makes this model a user-friendly tool in the decision-making process, both for filter design and the operation of new plants and for upgrading existing plants. This is the first time, to our knowledge, that such an integrated and predictive approach for direct filtration has been constructed.

While this model could not substitute all pilot testing, it would help to substantially reduce the number of these tests by enabling better targeting the best tests to conduct on pilot-scale before fine-tuning at full-scale if necessary.

Yet, further research should be conducted on the impact of other parameters, like temperature, different chemicals and different filter bed configurations, to expand the application of the model to other filtration strategies.

7.7. ACKNOWLEDGMENTS

This project was carried out in conjunction with research projects undertaken by the NSERC Chair on Drinking Water of Ecole Polytechnique of Montreal. The authors would like to acknowledge the contribution of senior technician Denis Allard and

technicians Patrice Simard and Yves Fontaine for their helpful contribution in operating the pilot. The authors also wish to thank the Chair's partners for their financial support: NSERC, City of Montreal, City of Laval, École Polytechnique de Montréal, Vivendi Water/USFilter/NATC, John Meunier Inc. and the consulting firm Triax.

Table 7.1: Experimental design obtained with *Statistica*[®] software

Experiment No	ES (mm)	HMED (cm)	WH (cm)	FR (m/h)
E-1	0.8	100	100	12
E-2	0.8	100	100	24
E-3	0.8	100	200	12
E-4	0.8	100	200	24
E-5	0.8	200	1070	12
E-6	0.8	200	100	24
E-7	0.8	200	200	12
E-8	0.8	200	200	24
E-9	1.6	100	100	12
E-10	1.6	100	100	24
E-11	1.6	100	200	12
E-12	1.6	100	200	24
E-13	1.6	200	100	12
E-14	1.6	200	100	24

Table 7.1: Experimental design obtained with *Statistica*® software (Continued)

Experiment No	ES (mm)	HMED (cm)	WH (cm)	FR (m/h)
E-15	1.6	200	200	12
E-16	1.6	200	200	24
E-17	0.4	150	150	18
E-18	2	150	150	18
E-19	1.2	50	150	18
E-20	1.2	250	150	18
E-21	1.2	150	50	18
E-22	1.2	150	250	18
E-23	1.2	150	150	6
E-24	1.2	150	150	30
E-25	1.2	150	150	18
E-26*	1.2	150	150	18

*: E-26 is a repetition of E-25 for evaluating the repeatability of filtration runs.

Table 7.2: Summary of alum and polymer optimal dosages

Effective diameter of the filtering media (mm)	Alum dosage (mg/L)	Polymer dosage (mg/L)
0.4	4	0.15
0.8	5.6	0.23
1.0	6.5	0.30
1.2	7.2	0.35
1.6	8.3	0.65
2.0	9.5	1.00

Table 7.3: Performances of different configurations of a direct filtration train (100,000 m³/d nominal capacity)

Exper. No	Configuration	Performance				
	ES/HMED/WH/FR	PPD (m ³ /m ² /d)	UFRV (m ³ /m ² /run)	AVPART (#/ml)	AVTURB (NTU)	COST* (Millions \$CDN)
E-1	0.8/100/100/12	282	336	14	0.07	6.45
E-2	0.8/100/100/24	545	193	21	0.10	5.86
E-3	0.8/100/200/12	282	488	101	0.05	6.61
E-4	0.8/100/200/24	556	366	172	0.18	5.42
E-5	0.8/200/100/12	278	292	1	0.04	6.99
E-6	0.8/200/100/24	550	291	3	0.05	5.54
E-7	0.8/200/200/12	282	514	2	0.04	7.00
E-8	0.8/200/200/24	557	489	3	0.04	5.67
E-9	1.6/100/100/12	273	136	447	0.18	8.56
E-10	1.6/100/100/24	506	84	555	0.23	8.08
E-11	1.6/100/200/12	272	127	611	0.19	8.74
E-12	1.6/100/200/24	495	78	1 041	0.27	8.85
E-13	1.6/200/100/12	278	343	502	0.15	8.26
E-14	1.6/200/100/24	539	215	483	0.14	7.56

Table 7.3: Performances of different configurations of a direct filtration train (100,000 m³/d nominal capacity) (Continued)

Exper. No	Configuration	Performances				
	ES/HMED/WH/FR	PPD (m ³ /m ² /d)	UFRV (m ³ /m ² /run)	AVPART (#/ml)	AVTURB (NTU)	COST* (Millions \$CDN)
E-15	1.6/200/200/12	281	423	336	0.13	8.40
E-16	1.6/200/200/24	545	276	564	0.15	7.66
E-17	0.4/150/150/18	365	128	2	0.12	7.90
E-18	2.0/150/150/18	400	124	331	0.15	9.63
E-19	1.2/50/150/18	344	59	550	0.32	8.92
E-20	1.2/250/150/18	422	560	2	0.04	6.89
E-21	1.2/150/50/18	414	246	147	0.11	7.02
E-22	1.2/150/250/18	419	444	318	0.14	6.77
E-23	1.2/150/150/6	142	472	7	0.04	9.30
E-24	1.2/150/150/30	664	217	433	0.19	6.30
E-25	1.2/150/150/18	416	345	303	0.14	7.17
E-26	1.2/150/150/18	416	336	272	0.14	7.17

* Current exchange rate: 1 \$US = 1.6 \$CAN

Table 7.4: Model coefficients derived from the experimental data of Table 3

Performance criteria	Coefficients β_i and β_{ij} according to Equation (1):									
	$X_1=ES; X_2=HMED; X_3=WH; X_4=FR$									
	β_0	β_1	β_{11}	β_2	β_{22}	β_3	β_{33}	β_4	β_{44}	
PPD	-67	105.876	-40.484	0.2489	-0.0025	-0.2300	0.0008	23.423	-0.0376	
UFRV	-117	681.81	-325.21	-1.111	-0.0024	2.1853	0.0011	-9.4480	0.0728	
AVTURB	-24	0.1924	-0.0173	-0.00002	0.000003	0.00091	-0.000002	0.01783	-0.00025	
AVPART'	-4.55	4.25	-1.4944	0.0059	-0.00008	0.01677	-0.000005	0.1987	-0.00445	
COST	8 381 000	-2 760 763	1 850 076	6 514	32.49	16 847	-68.6	-163 458	1 524	

Table 7.4: Model coefficients derived from the experimental data of Table 3 (continued)

Performance criteria	Coefficients β_i and β_{ij} according to Equation (1) $X_1=ES$; $X_2=HMED$; $X_3=WH$; $X_4=FR$ *						Coefficient of determination (R^2)
	β_{12}	β_{13}	β_{14}	β_{23}	β_{24}	β_{34}	
PPD	0.2934	-0.0779	-2.7130	0.0005	0.0165	0.0020	0.99
UFRV	1.9689	-1.9378	-2.2430	0.0063	0.0132	-0.0043	0.88
AVTURB	-0.00027	-0.00007	-0.00034	-0.000003	-0.00006	0.000029	0.84
AVPART'	0.01486	-0.00529	-0.01185	-0.00005	0.000007	0.000067	0.94
COST	-10 033	4 209	71 122	-7.39	-430.5	13.87	0.83

* Effective size (ES), height of media (HMED), water head (WH) and filtration rate (FR) are respectively expressed in millimeters, centimeters, centimeters and meters per hour.

' Due to the wide dispersion in particles counts, particle numbers were processed in the $\log_{10}$ form.

Table 7.5: Results of model validation tests: observed values and deviation between observed and modeled values

Exp.	ES (mm)	HMED (cm)	WH (cm)	FR (m/h)	Productivity per day ($\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$)		Productivity per run ($\text{m}^3/\text{m}^2/\text{run}$)		Average turbidity (NTU)		Average particle counts (#/mL)		Plant costs (Millions \$CDN)	
					Observed	Pred. [†]	Observed	Pred. [†]	Observed	Pred. [†]	Observed	Pred. [†]	Observed	Pred. [†]
No					value	value	value	value	value	value	value	value	value	value
<i>Pilot plant validation with synthetic raw waters</i>														
VA1	0.4		175	25	455	542	152	222	0.19	0.20	47	28	5.56	5.82
VA2	0.8	75	80	15	349	342	238	227	0.09	0.08	7	17	6.31	6.74
VA3	0.8	100	200	10	236	228	536	440	0.08	0.09	45	52	6.79	7.36
VA4	1.0	80	120	8	187	181	356	315	0.11	0.09	16	27	8.24	7.96
VA5	1.0	100	200	10	235	232	488	416	0.10	0.12	39	42	7.21	7.59
VA6	1.0	100	200	20	455	448	309	326	0.19	0.22	541	580	6.72	6.72
VA7	1.0	100	200	30	657	657	250	250	0.24	0.27	292	353	5.58	6.16
VA8	1.2	100	200	10	235	232	360	366	0.15	0.14	259	220	7.96	7.96
VA9	1.6	170	130	20	453	455	174	260	0.18	0.16	667	882	7.64	7.95

Table 7.5: Results of model validation tests: observed values and deviation between observed and modeled values (continued)

		Productivity per day (m ³ /m ² /d)		Productivity per run (m ³ /m ² /run)		Average turbidity (NTU)		Average particle counts (#/mL)		Plant costs (Millions \$CDN)				
		Observed	Pred. [†]	Observed	Pred. [†]	Observed	Pred. [†]	Observed	Pred. [†]	Observe	Pred. [†]			
Exp.	ES (mm)	HMED (cm)	WH (cm)	FR (m/h)										
No					value	value	value	value	value	d value	value			
Pilot plant validation with natural raw waters : Greater Vancouver Water District pilot testing														
VA10	1.13	200	200	15	360	357	530	524	0.07	0.10	25	29	6.40	-2%
VA11	1.13	200	200	18	432	426	348	501	0.08	0.11	85	42	NA*	NA
VA12	1.13	200	200	22.5	540	527	478	468	0.06	0.11	80	52	NA	NA
VA13	1.13	200	200	30	720	693	295	420	0.06	0.10	62	29	NA	NA
Full scale validation with natural raw waters: Valleyfield Direct Filtration Plant [†]														
VA14	1.0	90	150	10	222	226	275	340	0.28	0.12	NA	NA	NA	NA
* NA: Not Available:						† Pred. = predicted value (modeled):				† The Valleyfield treatment plant is a 50 000m ³ /d in-line filtration plant				

* NA: Not Available; [†] Pred. = predicted value (modeled); [‡] The Valleyfield treatment plant is a 50 000m³/d in-line filtration plant

using a mixed coagulant named Clarion (95% alum and 5% Epi-DMA polymer)

Table 7.6: Optimal configurations predicted by the model for different performance criteria (*Direct Filtration Expert⁴⁵*)

Performance criteria	Modeled optimal configurations				Modeled performances					COSTS [*]
	ES (mm)	HMED (cm)	WH (cm)	FR (m/h)	PPD (m ³ /m ² /d)	UFRV (m ³ /m ² /run)	Filtration run (h)	AVTURB (NTU)	AVPART (#/mL)	
PPD	0.9	225	250	30	709	573	19	0.06	1.6	5.52
UFRV	1.0	250	250	6	132	775	129	0.02	0.0	8.01
AVTURB	0.4	50	50	6	109	114	19	<d.l. [†]	0.1	7.64
AVPART	0.4	50	50	6	109	114	19	<d.l.	0.1	7.64
COST	0.4	190	250	30	702	475	16	0.07	0.3	4.19
Quantity & quality [‡]	0.8	250	250	30	707	603	20	0.02	0.1	4.36
Quantity – quality – costs	0.8	250	250	30	707	603	20	0.02	0.1	4.36

Initial constraints:	Initial configuration				Modeled performances					
	Total height of filter = 2m									
Performance criteria =	0.8	100	100	10	226	284	28	0.07	11	7.46
Quantity – quality – costs	Modeled optimal configuration				Modeled performances					
	1.0	150	50	14	332	252	18	0.07	27	6.61

^{*}: calculated for a plant with a 100,000-m³/d capacity; [†] d.l. = detection limit; [‡]: "Quality" includes AVTURB and AVPART.

^{*}; calculated for a plant with a 100,000-m³/d capacity; [†] d.l. = detection limit; [‡] "Quality" includes AVTURB and AVPART.

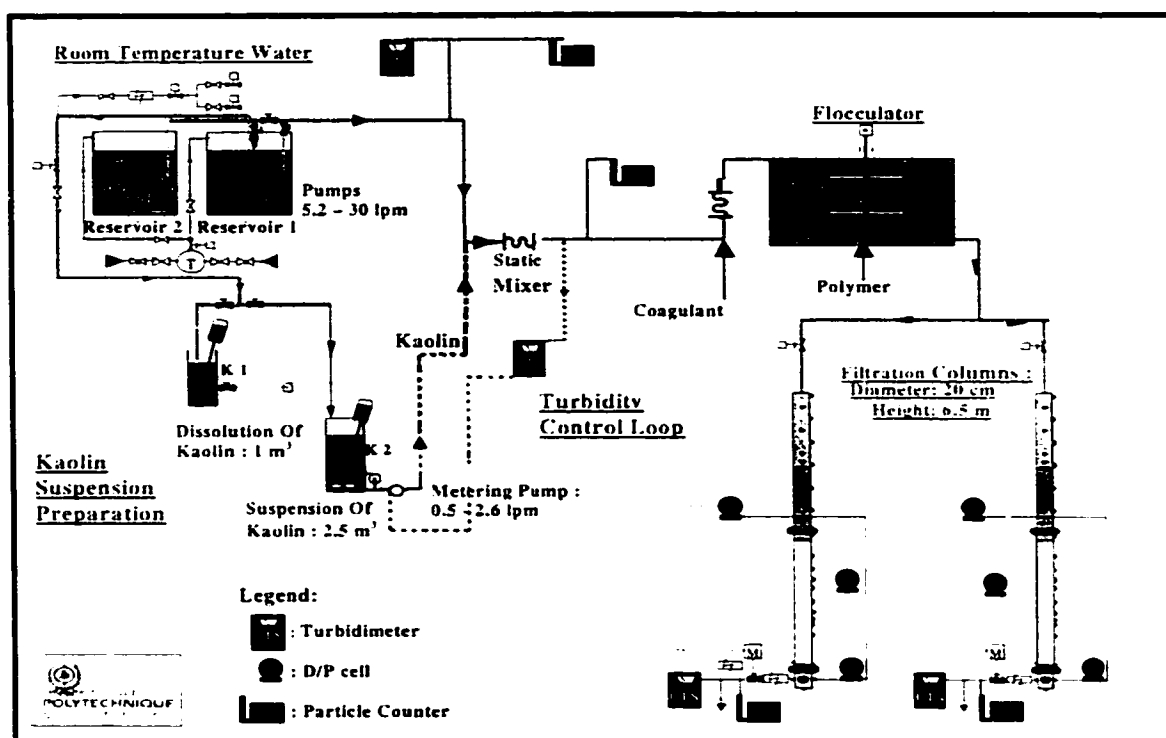


Figure 7.1: Pilot plant flow diagram

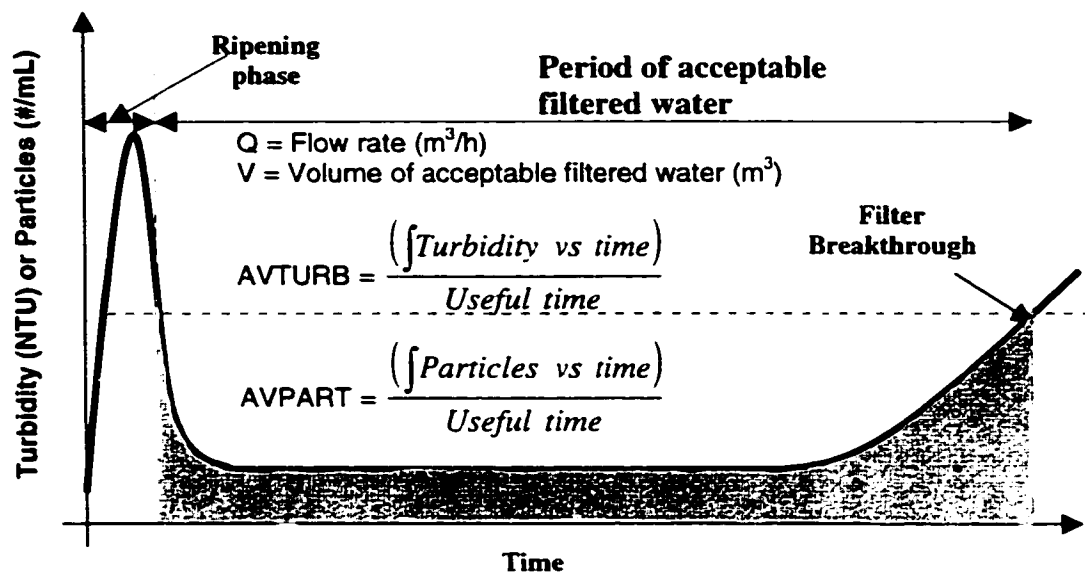


Figure 7.2: Calculation of average turbidity and average particle concentration in filtered water.

Direct Filtration Expert ver 1.0 (Convised and implemented by : Maurice TCHIO)

File Edit View Help

DESIGN AND OPERATION PARAMETERS

Effective size of media (mm) Is the value fixed? ☐

Depth of media (cm) Is the total height available fixed (cm)? ☐

Water head (cm)

Filtration rate (m/h)

FILTER PERFORMANCE CRITERIA

Daily productivity (m³/m²/day) Is the value fixed? ☐

Unit filter run volume (m³/m²/run) ☐

Average turbidity (NTU) ☐

Average particle counts (#/mL) ☐

Filter run length (h) ☐

Filtration plant costs (US \$) ☐

BEST CONFIGURATION SELECTING CRITERIA

Enter your choice Please! (No choice = Productivity and quality)

Daily productivity ☐

Unit filter run volume ☐

Filter run length ☐

Average turbidity ☐

Average particle counts ☐

Filtration plant costs ☐

Productivity and quality ☐

Productivity, quality and costs ☐

Close Options Reset Compute

Figure 7.3: Description of the main interface of *Direct Filtration Expert*^Ω software

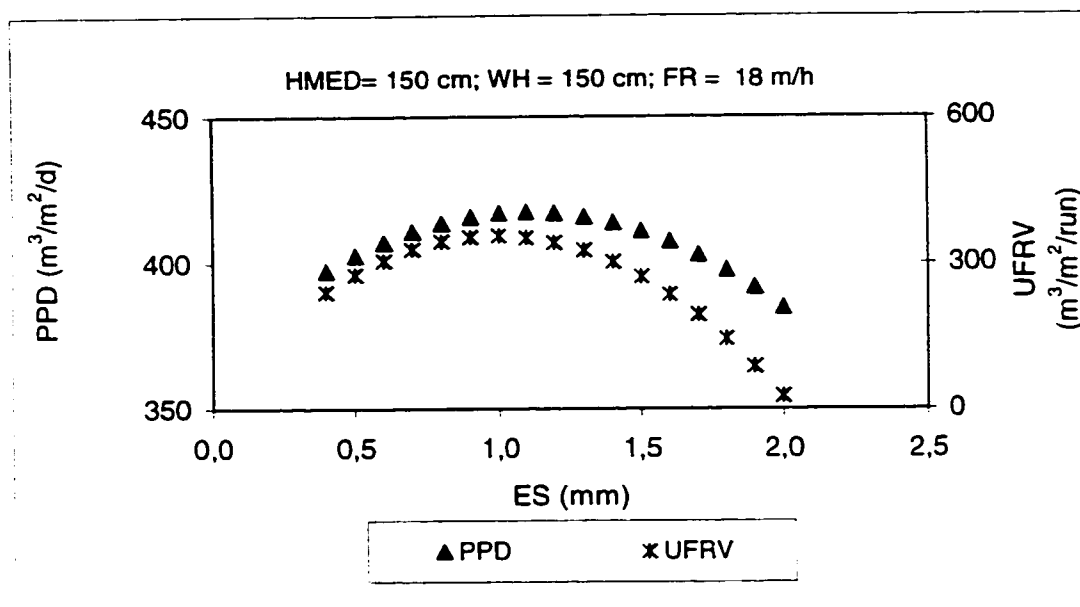


Figure 7.4: Some trends of PPD and UFRV as a function of effective size

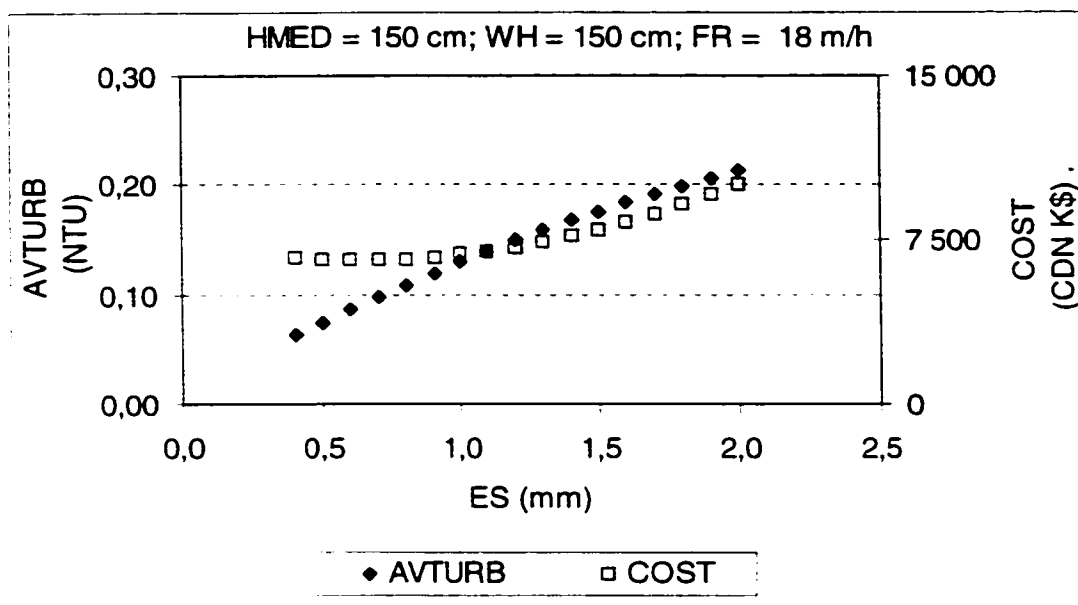


Figure 7.5: Some trends of AVTURB and COST as a function of effective size

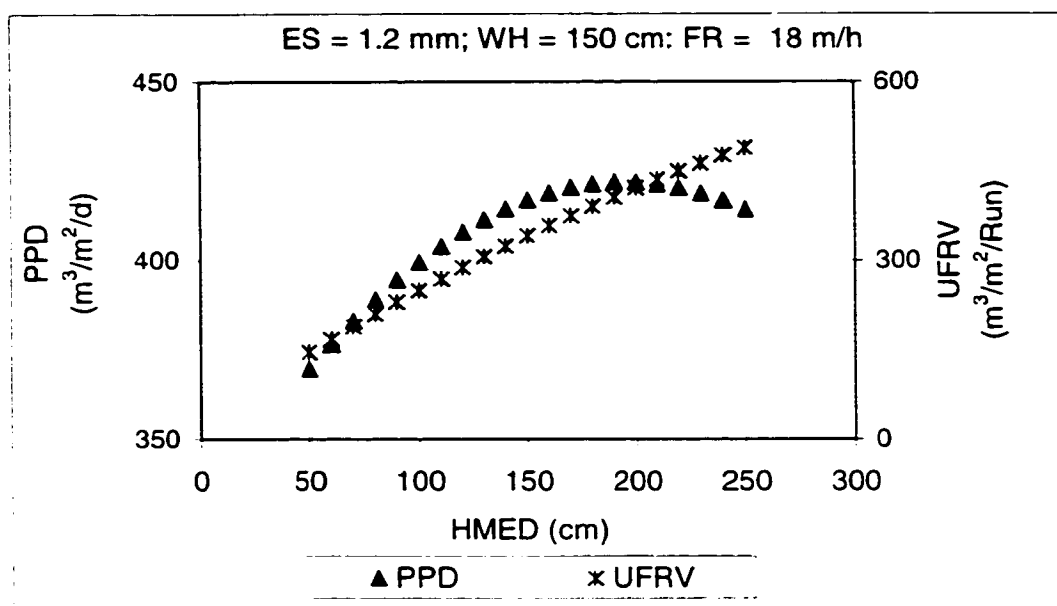


Figure 7.6: Some trends of PPD and UFRV as a function of the depth of the filtering media

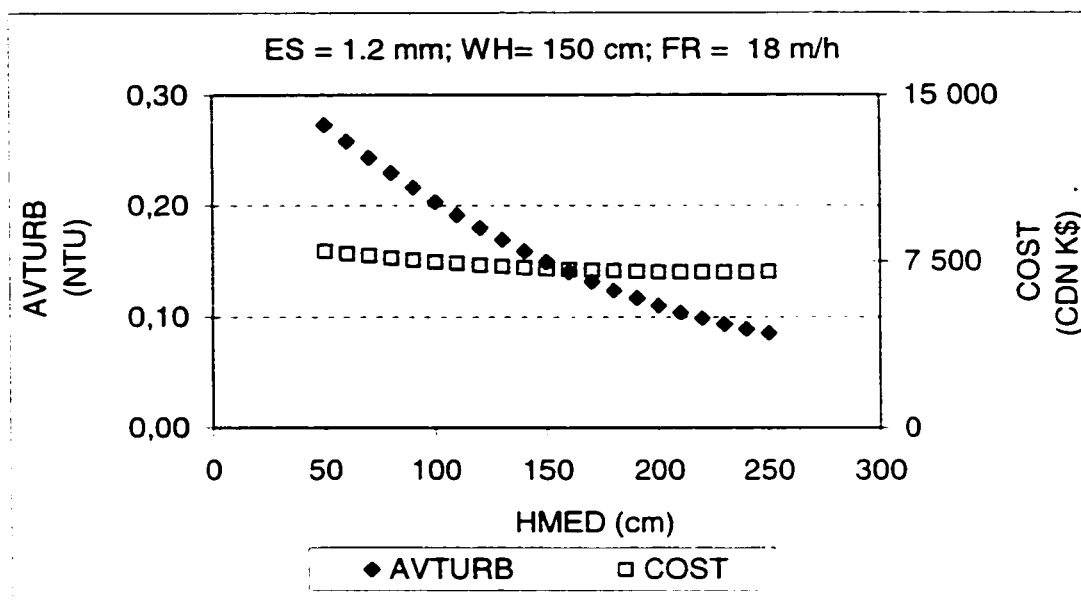


Figure 7.7: Some trends of AVTURB and COST as a function of the depth of the filtering media

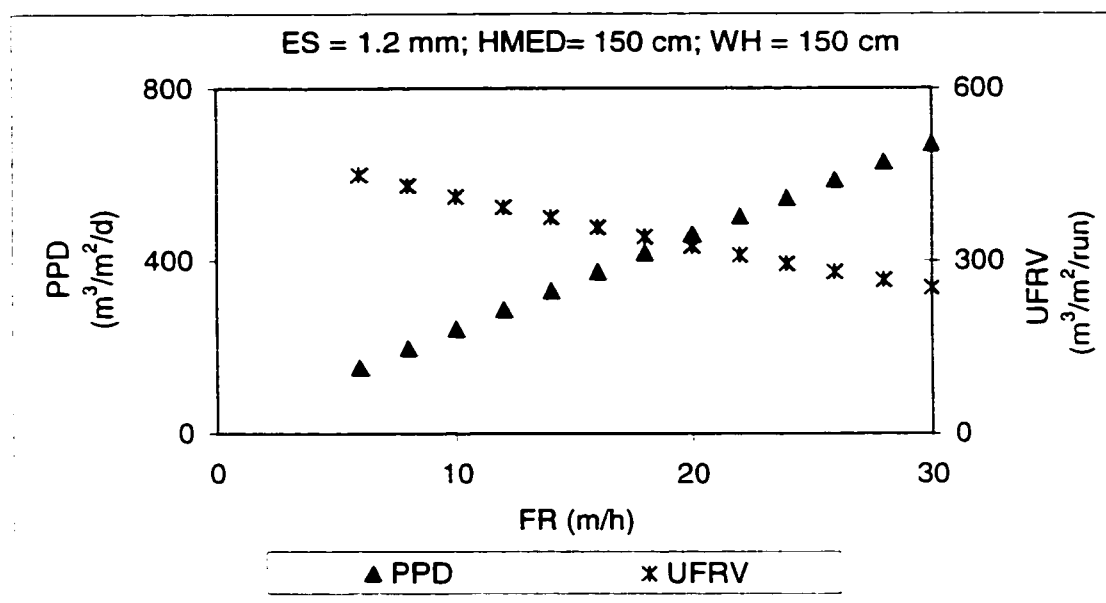


Figure 7.8: Some trends of PPD and UFRV as a function of filtration rate

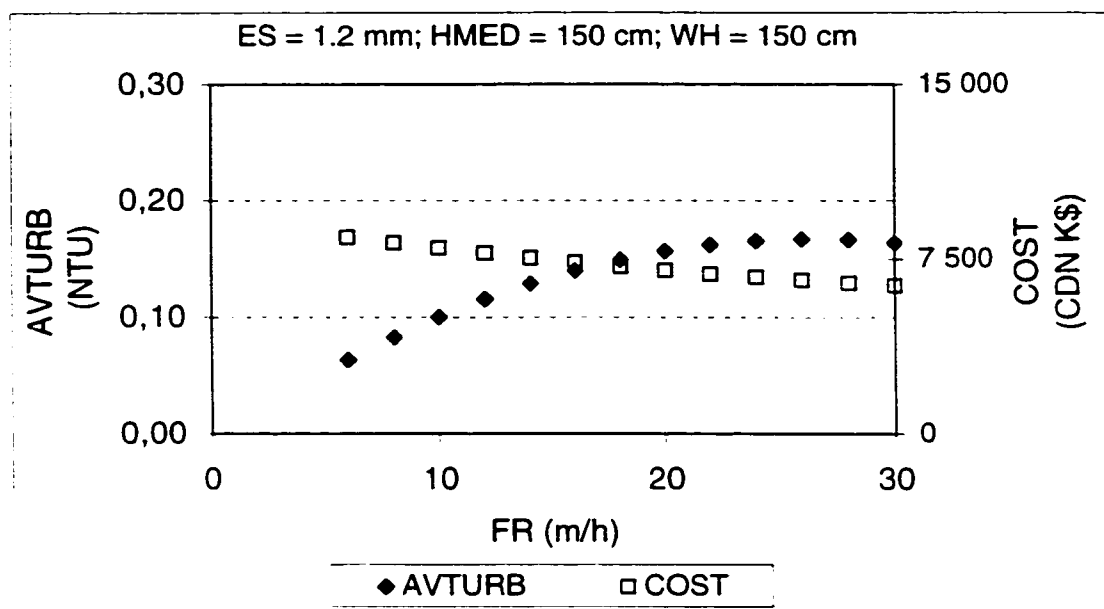


Figure 7.9: Some trends of AVTURB and AVPART as a function of filtration rate

CHAPITRE 8

DISCUSSION ET SYNTHÈSE

Une étude approfondie a été menée sur une usine pilote et en laboratoire afin de procéder à l'optimisation et à la modélisation de la filtration directe. Quatre phases ont ponctué la démarche adoptée.

À l'issu des essais en phase 1, les procédures permettant de préparer les eaux reconstituées de qualité stable et contrôlée ont été élaborées. La méthodologie utilisée a consisté principalement en une série de tests portant sur la quantité de kaolin à dissoudre, sur les re-suspensions de kaolin décanté et, sur l'énergie de mélange à utiliser. Les résultats ont montré que, la dissolution par mélange d'un excès de kaolin suivi d'une décantation, n'est pas une technique répétable de préparation d'eau reconstituée, à cause du phénomène de sédimentation par balayage, caractérisé par la naissance d'un «voile» de particules qui, balaie de façon plus ou moins aléatoire les particules en suspension, vers le fond du réservoir de dissolution. De même, une technique utilisant plusieurs remises en suspension d'un excès de kaolin décantée ou qui contient une étape de décantation telle que décrite par Logsdon et collaborateurs (Logsdon et al., 1993) ne permet pas d'obtenir une eau reconstituée de qualité stable. En effet, en plus de la

sédimentation par balayage décrite ci-dessus, au cours des premières re-suspensions, les particules plus friables de kaolin se briseraient en de plus petites, ce qui contribuerait à l'augmentation de la turbidité du surnageant, caractéristique de ces premières re-suspensions. Cette hypothèse corrobore une des conclusions de Gregory (Gregory, 1994) selon laquelle, à masse égale, les fines particules provoquent une turbidité supérieure à celle obtenue avec des grosses particules. Les essais préliminaires ont également révélé clairement que différentes eaux de même turbidité peuvent présenter des caractéristiques très variables en termes de nombre et de distribution de particules. La mesure de ces deux paramètres semblent donc nécessaire pour définir la qualité des eaux reconstituées, en particulier dans l'étude des procédés physico-chimiques de traitement des eaux. Il a été également trouvé que, la technique de mélange est très importante pour maintenir homogène une eau reconstituée à base de kaolin. En effet, lorsque l'énergie de mélange est trop faible, elle favorise la décantation des particules. Par contre, lorsque le mélange est trop énergique, les particules sont brisées et la composition (en particules par exemple) de la suspension change.

La procédure mise sur pieds à l'issu cette étape permet la fabrication des suspensions sans décantation, combine une concentration appropriée de kaolin (100 mg/l par exemple) et une énergie de mélange adéquate ($G = 125 \text{ s}^{-1}$). Cette procédure s'est montrée très reproductible et conduit à des eaux reconstituées de qualité stable, en ce qui concerne les comptes de particules et la turbidité.

La détermination des doses optimales de produits chimiques en filtration directe a été étudiée au cours de la phase 2 (chapitre 5) de cette thèse. Le protocole expérimental a consisté essentiellement à déterminer les doses optimales associées à différents diamètres effectifs de matériau pour ensuite essayer de trouver une relation mathématique qui existerait entre les diamètres effectifs d'une part et, les doses optimales de produits chimiques d'autre part. Cette étude a permis de définir un protocole rapide de recherche des doses optimales de produits chimiques dans le cadre d'une filière de filtration directe. Les résultats ont montré que les doses optimales de coagulants et d'aide-coagulants augmentent avec le diamètre effectif du matériau utilisé. En effet, la taille des pores au sein d'un matériau filtrant augmente avec le diamètre effectif de ses grains (Faust, 1998) : ce qui fait en sorte que, la taille du floc optimal soit relativement petite ou grande selon que le diamètre effectif associé est faible ou élevé. La procédure proposée permet la détermination des conditionnements optimaux uniquement à partir d'essais réalisés en Jar test sur les eaux à traiter et, en utilisant les mêmes produits chimiques qu'en usine. Le matériel requis est simple et peu coûteux. Il s'agit d'un montage de mesure de l'indice de filtrabilité de Ives et d'un système de filtration sous un vide constant. La filtration sur une membrane de $0,45\text{ }\mu\text{m}$ permet de définir la dose qui correspond à la dose optimale pour un matériau fin de $0,4\text{ mm}$ de diamètre effectif. La filtration sur un papier filtre de $8\text{ }\mu\text{m}$ ou le suivi de l'indice de

filtrabilité de Ives (Ives, 1978) permettent de déterminer la dose optimale pour un matériau de 1.2 mm de diamètre effectif. Entre ces deux tailles de matériau, la dose optimale évolue linéairement.

La phase 3 (chapitre 6) a été centrée sur l'évaluation et la classification des effets des principaux paramètres de conception et d'exploitation sur la performance des filtres (filtration directe). Les paramètres étudiés sont : diamètre effectif du matériau filtrant (0.4 – 2 mm), type de matériau filtrant (sable ou anthracite), coefficient d'uniformité du matériau filtrant (1.3 – 1.5), épaisseur du lit filtrant (50 – 300 cm), hauteur d'eau au-dessus du lit filtrant (50 – 300 cm), vitesse de filtration (5 – 30 m/h) et turbidité de l'eau brute (1 – 5 UTN). À cette étape, un plan statistique d'expérience a été utilisé, à cause des nombreux avantages qu'il présente, par rapport à la planification traditionnelle. Parmi ces avantages, on retrouve la possibilité de varier plusieurs paramètres en passant d'un essai à l'autre, le nombre réduit d'essais à réaliser et, la facilité de l'analyse et de l'interprétation des résultats ainsi que de la modélisation mathématique du processus étudié. Les résultats obtenus ont permis de conclure que quatre des sept paramètres étudiés ont des effets importants sur les performances des filtres. En effet, ces derniers expliquent à plus de 77% la productivité des filtres et la qualité de l'eau filtrée. Il s'agit de la vitesse de filtration, du diamètre effectif du matériau filtrant, de la hauteur de matériau filtrant et de la hauteur d'eau au-dessus du lit filtrant. L'effet des 3 autres

paramètres (type de matériau, turbidité de l'eau brute et coefficient d'uniformité) est mineur dans le contexte de la filtration directe et dans les limites de variation des paramètres explorés dans cette étude.

Les résultats des phases 1 à 3 (chapitres 4 à 6) ont permis de monter une base solide pour répondre à l'objectif principal de cette thèse; en l'occurrence l'optimisation et la modélisation de la filtration directe qui a été le sujet principal de la phase 4 (chapitre 7). Les phases 1 et 2 ont permis la réalisation des essais dans des conditions optimales. La phase 3 quant à elle, a permis de centrer les essais d'optimisation et de modélisation sur les paramètres de conception et d'exploitation à effets majeurs sur les performances de la filtration directe. Une fois de plus, pour les mêmes raisons énumérées ci-dessus, un plan statistique d'expérience a été adopté pour répondre à la problématique en présence. À l'issue de cette phase, un modèle mathématique pratique pour la prédiction des performances de la filtration directe ainsi que des coûts des usines a été mis au point. Afin de faciliter l'exploitation et de rendre beaucoup plus conviviale l'utilisation du modèle développé, un logiciel taillé sur mesure a été conçu et implanté dans le cadre de cette thèse. L'exploitation des résultats obtenus a permis de noter que la filtration à haute vitesse permet d'augmenter la productivité journalière nette des filtres. Il faut cependant noter que, toutes choses étant égales par ailleurs, l'augmentation de la vitesse de filtration tend à dégrader la qualité (turbidité et comptes de particules) de l'eau filtrée.

à cause de l'effritement rapide des floes, sous une sollicitation grandissante des forces de cisaillement sur ces derniers (Letterman, 1987; Faust, 1998). Cette tendance peut cependant être bien contrôlée par une optimisation globale qui tient compte de l'ajustement de tous les autres paramètres à effets majeurs sur les performances des filtres en même temps que la vitesse de filtration augmente: d'où l'importance du modèle et du logiciel développés au cours de cette thèse qui répondent pleinement à cette problématique. Il a été également trouvé que, contrairement à ce qu'on peut penser de prime abord, l'utilisation des lits profonds à grande vitesse est l'option la plus avantageuse tant pour le volume d'eau filtrée, pour la qualité de l'eau filtrée que pour les coûts totaux (construction et exploitation) associés à l'usine de filtration directe. Un choix approprié du diamètre effectif du matériau à utiliser s'impose cependant. Les résultats de cette thèse donnent raison à ceux qui s'étaient déjà aventurés à faire de la filtration à grande vitesse sur un lit profond comme à Los Angeles (Clesby et Logsdon, 1999) et à Vancouver (Ferguson et Neden, 2001) et, devrait à travers ses résultats probants, encourager le virage vers cette façon de concevoir et d'exploiter les filtres en filtration directe.

CHAPITRE 9

CONCLUSION GÉNÉRALE ET RECOMMANDATIONS

Les différentes phases de cette étude sur les critères de conception et d'exploitation des filtres ont conduit aux dix principales conclusions suivantes :

Sur la fabrication des eaux brutes reconstituées.

- 1) l'utilisation de solutions très concentrées de kaolin nuit à la répétabilité de la qualité de la suspension obtenue. Il en est de même pour les séquences de sédimentation - resuspension. La concentration seuil devrait être déterminée pour chaque qualité de poudre de kaolin utilisé.

- 2) la mesure de la turbidité n'est pas suffisante pour définir la qualité d'une eau. Le comptage des particules devrait être systématiquement utilisé comme outil complémentaire. Des différences importantes en nombre et taille de particules ont en effet été observées pour différentes suspensions de même turbidité.

3) lorsque des essais pilotes de longue durée doivent se dérouler sur une suspension initiale unique, une étude sur le type et l'énergie de mélange s'impose afin de garantir la stabilité de la suspension pendant toute la durée de l'essai.

Sur les doses optimales de produits chimiques.

4) les doses optimales de coagulants et d'aide-coagulants varient non seulement selon la qualité de l'eau brute à traiter mais, aussi en fonction des caractéristiques du filtre. En particulier, elles augmentent avec le diamètre effectif du matériau utilisé.

5) la technique de mesure de l'indice de filtratibilité de Ives et la filtration sur papier filtre menées sur l'eau floculée permettent de déterminer rapidement en laboratoire les doses optimales de produits chimiques à appliquer. Les corrélations entre la porosité des filtres et les caractéristiques des matériaux filtrants pourraient dépendre de l'eau brute utilisée.

Sur les impacts des paramètres de conception et d'exploitation de la filtration directe

6) des sept paramètres étudiés au cours de cette thèse, la vitesse de filtration, le diamètre effectif du matériau filtrant, l'épaisseur du lit filtrant ainsi que la hauteur d'eau au-dessus du matériau filtrant représentent les quatre paramètres à effet prépondérant sur les performances des filtres.

7) globalement, la productivité augmente avec la vitesse de filtration ; la qualité de l'eau filtrée augmente quand l'épaisseur du lit filtrant augmente et/ou quand le diamètre effectif du matériau filtrant diminue ; l'augmentation de la hauteur d'eau au-dessus du filtre rallonge la durée des cycles de filtration. L'utilisation des filtres profonds (grande épaisseur de matériau + hauteur élevée d'eau au-dessus des filtres) à grande vitesse est une option très économique (coûts de construction et d'exploitation faibles) qui permet en même temps de produire une eau de bonne qualité lorsque le choix du diamètre effectif est judicieux.

Sur l'optimisation et la modélisation de la filtration directe.

8) l'espace expérimental couvert dans cette étude a permis de décrire et de prévoir chaque critère de performance de la filtration directe à l'aide d'équations mathématiques. Les coûts de construction et d'exploitation ont été également modélisés.

9) les impacts des principaux paramètres sont de deux ordres : effets individuels et effets d'interaction. Ainsi, l'optimisation de la filtration doit se faire par une approche globale et non par paramètre individualisé.

10) l'élaboration d'un logiciel intégrant les équations de modélisation permet d'utiliser le modèle de prédiction pour la recherche de configurations optimales de filtres neufs ou en réfection ainsi que pour le calcul des coûts associés à chaque configuration.

Cette étude a été réalisée entièrement sur pilote à partir d'une eau naturelle à laquelle a été ajoutée une source artificielle de turbidité. Les travaux entrepris représentent un effort important de prédiction des performances des filtres à partir d'expériences réalisées dans des conditions variées mais proches de l'application courante de la filtration directe. Les équations et conclusions énoncées ici ne seraient toutefois pas universelles et, différents travaux complémentaires pourraient aider à améliorer le modèle proposé. La liste des projets ci-dessous pourraient aider à en étendre l'application :

- ✓ étudier l'impact de la température sur les performances de la filtration directe
- ✓ approfondir le choix du conditionnement chimique, étape cruciale de la filtration directe
- ✓ adapter le modèle ou développer un modèle équivalent pour les filtres bicouche
- ✓ tester l'applicabilité du modèle proposé à des eaux décantées, provenant par exemple d'une filière de traitement conventionnel ou provenant d'un décanteur Actiflo[®].

RÉFÉRENCES

ADIN. (1977). A model to predict concentration and headloss profiles in filtration. *Journal of the American Water Works Association*, **69** (8): 444-453.

ADIN, A. (1999). Detachment and Breakthrough in Filter Beds. American Water Works Association - Particle Measurement and Characterization in Drinking Water Treatment Symposium, Nashville, Tennessee.

AL-ANI, M. Y., HENDRICKS, D. W., LOGSON, G. S., ET HIBLER, C. P. (1986). Removing *Giardia* cysts from low turbidity waters by rapid rate filtration. *Journal of the American Water Works Association*, **78** (5): 66-73.

ALLEN, M. J., CLANCY, J. L., ET RICE, E. W. (2000). The Plain, Hard Truth About Pathogen Monitoring. *Journal of the American Water Works Association*, **92** (9): 64-76.

AMINI, F. (1996). Effect of Filter Thickness on Efficiency of Sand Filter Water Quality Structure. *Water Quality Research Journal of Canada*, **31** (4): 801-807.

AMINI, F., ET TRUONG. H. V. (1998). Effect of Filter Media Particle Size Distribution on Filtration Efficiency. *Water Quality Research Journal of Canada*, **33** (4): 589-594.

AMIRTHARAJAH, A. (1985). The interface between filtration and backwashing. *Water Research*, **19** (5): 581-588.

AMIRTHARAJAH, A. (1988). Some theoretical and Conceptual Views of Filtration. *Journal of the American Water Works Association*, **80** (12): 36-46.

AMIRTHARAJAH, A., BROUCKAERT, B. M., ET RICHMAN, M. T. (1999). Filtration : The great Barrier to Particles, Parasites and Organics. Proceedings of the 5th International Workshop on Drinking Water Quality Management and Treatment Technology. Taiwan, Republic of China.

AMIRTHARAJAH, A., ET O'MELIA, C. R., EDITORS. (1990). Coagulation Processes: Destabilization, Mixing and Flocculation. *in* Water Quality and Treatment: A Handbook of Community Water Supplies, 4 th ed., New York, McGraw-Hill Inc.

AMIRTHARAJAH, A., ET WETSTEIN, D. P. (1980). Initial Degradation of Effluent Quality During Filtration. *Journal of the American Water Works Association*, **72** (9): 518-523.

AWWA. (1999). Water Quality and Treatment: A Handbook of Community Water Supplies. American Water Works Association. 5 th ed., New York. McGraw-Hill Inc.

AWWA, ET ANSI. (1996). AWWA Standard for Filtering Material, B100-96. Denver, Colorado.

AWWA COMMITTEE REPORT. (1980). The Status of Direct Filtration. *Journal of the American Water Works Association*, **72** (7): 405-411.

BARBEAU, B. (1996). Évaluation des bactéries sporulantes aérobies comme indicateur de l'efficacité du traitement d'une filière d'eau potable. Mémoire de maîtrise ès sciences appliquées. École Polytechnique de Montréal, Montréal, Canada.

BARBEAU, B., BOULOS, L., DESJARDINS, R., COALLIER, J., ET PRÉVOST, M. (1996). Utilisation des bactéries sporulantes aérobies comme indicateur de la performance d'une filière de traitement de l'eau potable. 8 ième Atelier sur l'eau potable - AQTE, Montréal, Canada.

BEARD II, J. D., ET TANAKA, T. S. (1977). A comparison of particle counting and nephelometry. *Journal of the American Water Works Association*, **69** (10): 533-538.

BOLLER, M. A., ET KAVANAUGH, M. C. (1995). Particle Characteristic and Headloss Increase in Granular Media Filtration. *Water Research*, **29** (4): 1139-1149.

BURLINGAME, G. A., PICKEL, M. J., ET ROMAN, J. T. (1998). Practical Applications of Turbidity Monitoring. *Journal of the American Water Works Association*, **90** (8): 57-69.

CALIFORNIA DEPARTMENT OF HEALTH SERVICES. (1992). Guidelines for the use of particle counting in demonstration studies under the California Surface Water Treatment Rules. Technical Programs Branch, Office of Drinking Water.

CANADIAN WATER AND WASTEWATER ASSOCIATION, EDITOR. (1993). Guidelines for Canadian Drinking Water Quality. Water Treatment Principles and Applications: A Manual for the Production of Drinking Water.. Ottawa, Ontario, Canada.

CARMAN, P. C. (1937). Fluid Flow Through Granular Beds. *Trans. Amer. Inst. Chem. Engrs.*, **15**: 150-166.

CHANDRAKANTH, M. S., ET AMY, G. L. (1996). Effects of ozone on the colloidal stability and aggregation of particles coated with natural organic matter. *Environmental Science and Technology*, **30** (2): 431-443.

CHANDRAKANTH, M. S., ET AMY, G. L. (1998). Effects of NOM source variations and calcium complexation capacity on ozone-induced particle destabilization. *Water Research*, **32** (1): 115-124.

CHANDRAKANTH, M. S., KRISHNAN, S., ET AMY, G. L. (1996). Interactions between ozone, AOM, and particles in water treatment. *Journal of Environmental Engineering*, **122** (6): 459-468.

CHEN, W. F. (1995). The Civil Engineering Handbook. CRC Press Inc., Boca Raton, New York, London, Tokyo.

CLEASBY, J. L., ET BAUMANN, E. R. (1962). Selection of Optimum Filtration Rates for Sand Filters. *Iowa Engineering Experiment Station, The Iowa State University Bulletin, Bulletin 198, Ames, Iowa*.

CLEASBY, J. L., DHARMARAJAH, A. H., SINDT, G. L., ET R., B. E. (1989). Design and Operation Guidelines for Optimization of the High Rate Filtration Process: Plan Survey Results. *American Water Works Association Research Foundation (90552)* . Denver.

CLEASBY, J. L., HILMOE, D. J., ET DIMITRACOPOULOS, C. J. (1984). Slow Sand and Direct In-Line Filtration of a Surface Water. *Journal of the American Water Works Association*, **76** (12): 44-55.

CLEASBY, J. L., ET LOGSDON, G. S., EDITORS. (1999). Granular Bed and Precoat Filtration. *in* Water Quality and Treatment: A Handbook of Community Water Supplies. American Water Works Association, 5 th ed., New York, McGraw-Hill Inc.

CLEASBY, J. L., SINDT, G. L., WATSON, D. A., ET R., B. E. (1992). Design and Operation Guidelines for Optimization of the High Rate Filtration Process: Plan Demonstration Studies. *American Water Works Association Research Foundation (90596)*, Denver.

CLÉMENT, B. (1998). Statistical Design and Analysis of Multivariable Experiments. *in* Handbook of Bolts and Bolted Joints. USA, p. 825-869.

COCCAGNA, L. (1989). Direct filtration. *in* Water wastewater and sludge filtration. CRC Press Inc., Boca Raton, Florida, p. 57-75.

COHN, P. D., COX, M., ET BERGER, P. S., EDITORS. (1999). Health and Aesthetic Aspects of Water Quality. *in* Water Quality and Treatment: A Handbook of Community Water Supplies, 5 th ed., New York, McGraw-Hill Inc.

COLTON, J. F., HILLIS, P., ET FITZPATRICK, C. S. B. (1996). Filter Backwash and Start-Up Strategies for Enhanced Particulate Removal. *Water Research*, **30** (10): 2502-2507.

COMPAGNON, B., ROBERT, C., MENNECART, V., DE ROUBIN, M.-R., CERVANTES, P., ET JORET, J.-C. (1997). Improved Detection of *Giardia* Cysts and *Cryptosporidium* oocysts in Water by Flow Cytometry. American Water Works Association Water Quality Technology Conference Proceedings, Denver, Colorado.

CRAFT, T. F. (1971). Comparison of Sand and Anthracite for Rapid Filtration. *Journal of the American Water Works Association*, **63** (1): 10-13.

CRAIG, K. (1985). Direct Filtration: An Australian Study. *Journal of the American Water Works Association*, **77** (12): 56-61.

CRANSTON, K. O., ET AMIRTHARAJAH, A. (1987). Improving the Initial Effluent Quality of Dual-Media Filter by Coagulants in Backwash. *Journal of the American Water Works Association*, **79** (12): 50.

CROKER, R.A., ET AL. (1997). Meeting Partnership Goals and Performing Phase III Assessments at Small and Medium Filtration Plants. American Water Works Association Water Quality Technology Conference Proceedings. Denver, Colorado, USA.

CROZES, G. F., KREFT, P., ET PATANIA, N. (1994). Treatment of cold, low turbidity, low alkalinity waters to meet the SWTR Pacific northwest experiences. American Water Works Association Water Quality Technology Conference Proceedings. San Francisco, CA.

CRUZ, C. J., ROMERO, A., AZGARZEDEH, I., HARIRI, H., ET O'NEIL, W. K. (2000). Optimizing and Economizing Treatment in San Diego to Meet Stringent Water Quality Objectives. American Water Works Association Water Quality Technology Conference Proceedings. Salt Lake City, Utah, USA.

CULP, R. L. (1977). Direct Filtration. *Journal of the American Water Works Association*, **69** (7): 375-378.

DARBY, J. L., ATTANASIO, R. E., ET LAWLER, D. F. (1992). Filtration of Heterodisperse Suspensions: Modeling of Particle Removal and Head Loss. *Water Research*, **26** (6): 711-726.

DEGRÉMONT. (1989a). Mémento technique de l'eau. Tome 1. 9^{ème} édition.

Degrémont. (1989b). Mémento technique de l'eau. Tome 2. 9^{ème} édition.

DENTEL, S. K., BOBER, T. A., SHETTY, P. V., ET RESTA, J. J. (1987). Procedures Manual for Selection of Coagulant, Filtration and Sludge Conditioning Aids in Water Treatment. Supporting Documentation. University of Delaware. Department of Civil Engineering , Revised version.

DENTEL, S. K., GUCCIARDI, B. M., BOBER, T. A., SHETTY, P. V., ET RESTA, J. J. (1989). Procedure Manual for Polymer Selection in Water treatment Plants. ISBN 0-89867-481-6, American Water Works Association Research Foundation Report.

DESJARDINS, C., KOUDJONOU, B., ET DESJARDINS, R. (2002). Laboratory Study of Ballasted Flocculation. *Water Research*, **36** (3): 744-754.

DESJARDINS, R. (1997). Le traitement des eaux, 2e éd. revue et améliorée. École Polytechnique de Montréal, Montréal.

Dharmappa, H. B., Verink, J., Fujiwara, O., et Vigneswaran, S. (1993). Optimal Design of a Flocculator. *Water Research*, **27** (3): 513 - 519.

DI GIOVANNI, G. D., LECHEVALLIER, M., BATTIGELLI, D., CAMBELL, A., ET ABBASZADEGAN, M. (1997). Detection of *Cryptosporidium* parvum by Enzyme Immunoassay and the Polymerase Chain Reaction. American Water Works Association Water Quality Technology Conference Proceedings, Denver, Colorado.

DROSTE, R. L. (1997). Theory and Practice of Water and Wastewater Treatment. John Wiley & Sons, Inc., New York, Chichester, Brisbane, Toronto, Singapore.

EIKEBROKK, B. (1999). Coagulation-Direct Filtration of Soft, Low Alkalinity Humic Waters. *Water Science and Technology*, **40** (9): 55 - 62.

ERGUN, S. (1952). Fluid Flow Through Packed Columns. *Chemical Engineering Progress*, **48** (2): 89.

FAIR, G. M., ET GEYER, J. C. (1954). Water supply and waste-water disposal. John Wiley & Sons, New York.

FAUST, S. D. (1998). Removal of particulate matter by filtration and sedimentation. *in* Chemistry of Water Treatment. p. 273 - 312.

FERGUSON, A. M. D., ET NEDEN, D. G. (2001). Greater Vancouver's drinking water treatment program. *Canadian Journal of Civil Engineering*, **28** (1): 36-48.

FITZPATRICK, C. S. B. (1998). Media properties and their effect on filter performance and backwashing. *Water Science and Technology*, **38** (6): 105-111.

FITZPATRICK, C. S. B., CAMPBELL, A. T., ET CABLE, C. J. (1999). The Effect of Filtration Rate Changes on Filtrate Particle Counts. American Water Works Association Water Quality Technology Conference Proceedings, Tampa, Florida, USA.

FOSTER, J., HELFRICH, G. G., ET HAAS, D. L. (1994). Particle count as an effective tool for filter evaluations. American Water Works Association Water Quality Technology Conference Proceedings, San Francisco.

FOX, K. R., ET LYTLE, D. A. (1996). Milwaukee's Crypto Outbreak: Investigation and Recommendations. *Journal of the American Water Works Association*, **88** (9): 87-94.

GAMMIE, L. (1984). Particle counting and turbidity in water treatment. Western Canada Water and Sewage Conference. Proceedings of the 36 th Annual Convention, Calgary, Alberta.

GOLDGRABE, J. C., ET SUMMERS, R. S. (1992). Particle Counting as a Method of Evaluating Conventional and Biological Filter Performance. American Water Works Association Water Quality Technology Conference Proceedings, Toronto, Canada.

GOLDGRABE, J. C., WILKINGS, K. A., LAI, H., ET MARLER, B. (1994). Increasing *Giardia* removal credits through particle removal demonstration studies. American Water Works Association Annual Conference, New York.

GREGORY, J. (1994). *Cryptosporidium* in water : Treatment and monitoring methods. *Filtration & Separation*, **31** (3): 283-289.

HAAS, C. N., CROCKETT, C. S., ROSE, J. B., GERBA, C. P., ET FASIL, A. M. (1996). Assessing The Risk Posed by Oocysts in Drinking Water. *Journal of the American Water Works Association*, **88** (9): 131-136.

HALL, T., ET CROLL, B. (1997). Particles Counters as Tools for Managing *Cryptosporidium* Risk in Water Treatment. *Water Science and Technology*, **36** (4): 143-149.

HARGESHEIMER, E. E., LEWIS, C. M., ET YENTSH, C. M. (1992). Evaluation of Particle Counting as a measure of Treatment Plant Performance. 90595, American Water Works Association Research Foundation, Denver, Colorado.

HARRIS, H. S., KAUFMAN, W. J., ET KRONE, R. B. (1966). Orthokinetic Flocculation in Water Purification. *Journal of Environmental Engineering Division ASCE*, **92**: 95-111.

HENDRICKS, D. W. (1984). Surrogate Indicators for Assessing Removal of *Giardia* Cysts. American Water Works Association Water Quality Technology Conference Proceedings, Denver, Colorado.

HERWALDT, B. L., CRAUN, G. F., STOKES, S. L., ET JURANEK, D. D. (1992). Outbreaks of Waterborne Disease in the United States: 1989-90. *Journal of the American Water Works Association*, **84** (4): 129-135.

HERZIG, J. R., LECLERC, D. M., ET LE GOFF, P. (1970). Flow of suspensions through porous media, application to deep bed filtration. *Industrial and Engineering Chemistry*, **62** (5): 8.

HILMOE, D. J., ET CLEASBY, J. L. (1986). Comparing Constant-Rate and Declining-Rate Direct Filtration of a surface Water. *Journal of the American Water Works Association*, **78** (12): 26-34.

HUCK, P. M., COFFEY, B. M., EMELCO, M. B., MAURIZIO, D. D., ET DOUGLAS, I. P. (1999). Using Spores and Particles to Assess The Robustness of Filters for *Cryptosporidium* Removal. American Water Works Association Annual Conference - Particle Measurement and Characterization in Drinking Water Treatment Symposium, Nashville, Tennessee.

IVES, K. J. (1969). Theory of filtration. Special subject 7. International Water Supply Congress Proceedings. International Water Supply Association, London.

IVES, K. J. (1978). A New Concept of Filterability. *Water Science and Technology*, **10** (5/6): 123-137.

IVES, K. J., ET GREGORY, J. (1966). Surface forces in filtration. *Society For Water Treatment and Examination*, **15**: 93-101.

IVES, K. J., ET SHOLJI, I. (1965). Research on variables Affecting Filtration. *Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE*, **91**: SA4.1.

IWASAKI, T. (1937). Some notes on sand filtration. *Journal of the American Water Works Association*, **29**: 1591-1603.

KAU, S. M., ET LAWLER, D. F. (1995). Dynamics of deep-bed filtration: velocity, depth, and media. *Journal of Environmental Engineering*, **121** (12): 850-859.

KAVANAUGH, M. C., EUGSTER, A. W., ET BOLLER, M. (1977). Contact Filtration for Phosphorus Removal. *Journal WPCF*, **49** (10): 2157.

LECHEVALIER, M. W., ET NORTON, W. D. (1992). Examining Relationships between particle counts and *Giardia*, *Cryptosporidium* and turbidity. *Journal of the American Water Works Association*, **84** (12): 54-60.

LECHEVALLIER, M. W., NORTON, W. D., ET ATHERHOLT, T. B. (1997). Protozoa in open reservoirs. *Journal of the American Water Works Association*, **89** (9): 84-96.

LETTERMAN, R. D. (1987). An Overview of Filtration. *Journal of the American Water Works Association*, **79** (12): 26-32.

LETTERMAN, R. D., AMIRTHARAJAH, A., ET O'MELIA, C. R., EDITORS. (1999). Coagulation and Flocculation. in *Water Quality and Treatment: A Handbook of Community Water Supplies*, 5 th ed., New York, McGraw-Hill Inc.

LEWIS, C. M., ET MANZ, D. H. (1991). Light-Scatter Particle Counting: Improving Filtered Water Quality. *Journal of Environmental Engineering*, **117** (2): 208-223.

LIN, S. D. (1985). *Giardia lamblia* and water supply. *Journal of the American Water Works Association*, **77** (2): 40-47.

LISLE, J. T., ET ROSE, J. B. (1995). *Cryptosporidium* Contamination of Water in the USA and UK: a Mini-Review. *AQUA*, **44** (3): 103-117.

LIU, J. C., ET WU, M. D. (1997). Fuzzy Control of Coagulation Reaction Through Streaming Current Monitoring. *Water Science and Technology*, **36** (4): 127-134.

LOGSDON, G. C., NEDEN, G. D., FERGUSON, A. M. D., ET LABONDE, S. D. (1993). Testing Direct Filtration for the Treatment of High-Turbidity Water. *Journal of the American Water Works Association*, **85** (12): 39-46.

LOGSDON, G. S., ET FOX, K. (1982). Getting your money's worth from filtration. *Journal of the American Water Works Association*, **74** (5): 249-256.

LOGSDON, G. S., ET SYMONS, J. M. (1981). Alternative Filtration Methods for Removal of *Giardia* Cysts and Cyst Models. *Journal of the American Water Works Association*, **73** (2): 111-118.

MACKIE, R. I., ET BAI, R. (1993). The Role of Particle Size Distribution in the Performance and Modelling of Filtration. *Water Science and Technology*, **27** (10): 19-34.

MACKIE, R. I., ET HORNER, R. M. W. (1987). Dynamic Modeling of Deep-Bed Filtration. *AIChE Journal*, **33** (11): 1761-1775.

MATSUI, Y., YUASA, A., ET FURUYA, Y. (1998). Dynamic Analysis of Coagulation with Alum and PACl. *Journal of the American Water Works Association*, **90** (10): 96-106.

MCBRIDE, D. G., SIEMAK, R. C., TATE, C. H., ET TRUSSEL, R. R. (1977). Pilot Plant Investigations for Treatment of Owens River Water. American Water Works Association Annual Conference, Anaheim, California.

MCCORMICK, R. F., ET KING, P. H. (1982). Factors that Affect the Use of Direct Filtration in Treating Surface Waters. *Journal of the American Water Works Association*, 74 (5): 234-242.

MCTIGUE, N. E., ET CORNWELL, D. A. (1988). The use of particle counting for the evaluation of filter performance. American Water Works Association. Seminar on filtration: Meeting new standards. Denver, Colorado.

MEHTER, A. A. (1970). Filtration in Deep Beds of Granular Activated Carbon. M. S. Thesis. Syracuse University, New York.

MINISTÈRE DE L'ENVIRONNEMENT DU QUÉBEC (2001a). Guide de conception des installations de production d'eau potable, Document préparé par Réseau Environnement. Version préliminaire.

MINISTÈRE DE L'ENVIRONNEMENT DU QUÉBEC (2001b). Règlement sur la qualité de l'eau potable. Loi sur la qualité de l'environnement [L.R.Q., c. Q-2, a. 31].

MONK, R. D. G. (1987). Design Options for Water Filtration. *Journal of the American Water Works Association*, **79** (9): 93-106.

MONSCVITZ, J. T., REXING, D. J., WILLIAMS, R. G., ET HECKLER, J. (1978). Some Practical Experience in Direct Filtration. *Journal of the American Water Works Association*, **70** (10): 584 - 588.

MYERS, R. H., ET MONTGOMERERY, D. C. (1995). Response Surface Methodology : Process and Product Optimization Using Designed Experiments. John Wiley & Sons Inc.

NDIONGUE, S. (1999). Évaluation de la performance de la filtration directe par les comptes de particules, les spores aérobies et la turbidité. Thèse de doctorat (Ph.D.). École Polytechnique de Montréal, Montréal.

NGO, H. H., VIGNESWARAN, S., ET DHARMAPPA, H. B. (1995). Optimization of Direct Filtration: Experiments and Mathematical Models. *Environmental Technology*, **16**: 55-63.

NIEMINSKI, E. C., ET ONGERTH, J. E. (1995). Removing *Giardia* and *Cryptosporidium* by Conventional Treatment and Direct Filtration. *Journal of the American Water Works Association*, **87** (9): 96-106.

O'CONNOR, J. T., ET BRAZOS, B. (1997). Evaluation of Rapid Sand Filters for Control of Microorganisms in Drinking Water. *Public Works*, **128** (4): 54-58.

O'MELIA, C. R., ET ALI, W. (1978). The Role of Retained Particles in Deep Bed Filtration. *Water Science and Technology*, **10** (5/6): 167-182.

O'MELIA, C. R., HAHN, M. W., ET CHEN, C.-T. (1997). Some Effects of Particle Size in Separation Processes Involving Colloids. *Water Science and Technology*, **36** (4): 119-126.

ONTARIO MINISTRY OF ENVIRONMENT (2000). Ontario Drinking Water Standards, August 2000. PIBS # 4065e.

PIRNIE (MALCOM) INC. (1989). Guidance manual for compliance with the filtration and disinfection requirements for public water systems using surface water sources. October 1989 edition. National Technical Information Service PB90-148016.

PRASANTHI, H., VIGNESWARAN, S., ET DHARMAPPA, H. B. (1997). Effect of particle concentration on the entire cycle of filtration. *Water Science and Technology*, **35** (8): 91-102.

RICHARDSON, S. D., THRUSTON, A. D., CAUGHRAN, T. V., CHEN, P. H., COLLETTE, T. W., SHENCK, K. M., LYKINS, B. W., RAV-ACHA, C., ET GLEZER, V. (2000). Identification of new Drinking Water Disinfection By-Products from Ozone, Chlorine Dioxide, Chloramine and Chlorine. *Water, Air and Soil Pollution*, **123**: 95-102.

ROSE, J. B. (1988). Occurrence and significance of *Cryptosporidium* in water. *Journal of the American Water Works Association*, **80** (2): 53-77.

ROSE, J. B., DICKSON, L. J., FARRAH, S. R., ET CARNAHAN, R. P. (1996). Removal of pathogenic and indicator microorganisms by a full-scale water reclamation facility. *Water Research*, **30** (11): 2785-2797.

ROSSINI, M., GARRIDO, G. J., ET GALLUZZO, M. (1999). Optimization of the Coagulation-Flocculation Treatment : Influence of Rapid Mix Parameters. *Water Research*, **33** (8): 1817 - 1826.

RUEHL, K. E. (1997). Cold Water Coagulation Case Studies - Full Scale Evaluations. American Water Works Association Water Quality Technology Conference Proceedings, Denver, Colorado.

SANTÉ CANADA. (1998). Protozoa in Drinking Water. Document for Public Comment. Prepared by the Federal-Provincial Subcommittee on Drinking Water.

SHERARD, J. L., LORN, P. D., ET TALBOT, J. R. (1984). Basic Properties of Sand and Gravel Filters. *Journal of Geotechnical Engineering*, **110** (6): 684-700.

SMITH, H. V., ET HAYES, C. R. (1997). The Status of UK methods for the detection of *Cryptosporidium* spp oocysts and *Giardia* spp cysts in water concentrates. *Water Science and Technology*, **35** (11-12): 369-376.

SOLO-GABRIELE, H. ET NEUMEISTER, S. (1996). US Outbreaks of Cryptosporidiosis. *Journal of American Water Works Association* 88(9): 76-86.

SOMMER, H. T., ET HART, J. M. (1991). The Effect of Optical Material Properties on Counting and Sizing Contamination Particles in Drinking Water Using Light Extinction.

American Water Works Association Water Quality Technology Conference Proceedings, Denver, Colo. : American Water Works Association.

TANAKA, T. S., ET PIRBAZARI, M. (1986). Effects of Cationic Polyelectrolytes on the Removal of Suspended Particulates During Direct Filtration. *Journal of the American Water Works Association*, **78** (12): 57-65.

TATE, C. H., ET ARNOLD, K. F., EDITORS. (1990). Health and Aesthetic Aspects of Water Quality. *in* Water Quality and Treatment: A Handbook of Community Water Supplies, 4 th ed., New York, McGraw-Hill Inc.

TATE, C. H., LANG, J. S., ET HUTCHINSON, H. L. (1977). Pilot plant tests of direct filtration. *Journal of the American Water Works Association*, **69** (7): 379-384.

TCHIO, M., KOUDJONOU, B., BARBEAU, B., ALLARD, D., SARRAZIN, V., ET SIMARD, P. (2001a). Optimisation de la Filtration à Très Grande Vitesse pour la Production d'Eau Potable. Américana 2001, Salon des Technologies Environnementales des Amériques, Québec, Réseau Environnement, Montreal.

TCHIO, M., KOUDJONOU, B., PRÉVOST, M., ET MYSORE, C. (2001b). Determination of the most Influential Parameters for Efficient Design and Operation of High-Rate Direct Filters. American Water Works Association Water Quality Technology Conference Proceedings, Nashville, Tennessee, USA.

TIEN, C., ET PAYATAKES, A. C. (1979). Advances in Deep Bed Filtration. *AIChE Journal*, **25** (5): 737-759.

TOBIASON, J. E., ET O'MELIA, C. (1988). Physicochemical Aspects of Particle Removal in Depth Filtration. *Journal of the American Water Works Association*, **80** (12): 54-64.

TOBIASON, J. E., ET VIGNESWARAN, B. (1993). Evaluation of Modified Model for Deep Filtration. *Water Research*, **28** (2): 335-342.

TRUSSELL, R. R., TRUSSELL, A. R., LANG, J. S., ET TATE, C. H. (1980). Recent Development in Filtration System Design. *Journal of the American Water Works Association*, **72** (12): 705-710.

USEPA. (1989). Part II: Drinking Water; National Primary Drinking Water Regulations: Filtration, Disinfection; Turbidity, *Giardia lamblia*, Viruses, *Legionella*, and Heterotrophic Bacteria; Final Rule. 40 CFR Parts 141 and 142.

USEPA. (1998). National Primary Drinking Water. Regulations: Interim Enhanced Surface Water Treatment: Final Rule.

VANDE VENTER, L. W., ET MCAVOY, M. K. (1995). The Benefit of On-Line Particle Counting. Optimization of Pilot and Full Scale Clarification and Filtration Processes For Removal of *Giardia* - and *Cryptosporidium* - Sized Particles. American Water Works Association Water Quality Technology Conference Proceedings, Anaheim, California.

VENCZEL, L. V., ARROWOOD, M., HURD, M., ET SOBSEY, M. D. (1997). Inactivation of *Cryptosporidium parvum* oocysts and *Clostridium perfringens* spores by a mixed-oxidant disinfectant and by free chlorine. *Applied and Environmental Microbiology*, **63** (4): 1598-1601.

VIGNESWARAN, S., CHANG, J. S., ET JANSSENS, J. G. (1990). Experimental Investigation of Size Distribution of Suspended Particles In Granular Bed Filtration. *Water Research*, **24** (7): 927-930.

WESNER, G. M. (1997). Mixing, Coagulation and Flocculation. *in* Water Treatment Plant Design. McGraw-Hill Inc, p. 87-110.

WEST, T., DANIEL, P., MEYERHOFER, P., DEGRACA, A., LEONARD, S., ET GERBA, C. (1994). Evaluation of *Cryptosporidium* removal through high-rate filtration. American Water Works Association Annual Conference. American Water Works association, New-York.

YAO, K. M., HABIBIAN, M. T., ET O'MELIA, C. R. (1971). Water and wastewater filtration: concepts and applications. *Environmental Science and Technology*, **5** (11): 1105-1112.

YATES, R. S., GREEN, J. F., LIANG, S., MERLO, R. P., ET DE LEON, R. (1997). Optimising Direct Filtration Processes for *Cryptosporidium* Removal. American Water Works Association Water Quality Technology Conference Proceedings, Denver, Colorado.