

**Titre:** Nitrification d'un effluent minier sur lit de calcaire  
Title:

**Auteur:** Pascale St-Germain  
Author:

**Date:** 2002

**Type:** Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

**Référence:** St-Germain, P. (2002). Nitrification d'un effluent minier sur lit de calcaire [Master's thesis, École Polytechnique de Montréal]. PolyPublie.  
Citation: <https://publications.polymtl.ca/7013/>

## Document en libre accès dans PolyPublie

Open Access document in PolyPublie

**URL de PolyPublie:** <https://publications.polymtl.ca/7013/>  
PolyPublie URL:

**Directeurs de recherche:** Yves Comeau  
Advisors:

**Programme:** Unspecified  
Program:

# **NOTE TO USERS**

This reproduction is the best copy available.

**UMI**<sup>®</sup>



UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

NITRIFICATION D'UN EFFLUENT MINIER SUR LIT DE CALCAIRE

PASCALE ST-GERMAIN

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

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

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

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

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

0-612-81526-9

Canada

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé:

NITRIFICATION D'UN EFFLUENT MINIER SUR LIT DE CALCAIRE

présenté par: ST-GERMAIN Pascale

en vue de l'obtention du diplôme de : Maîtrise ès sciences appliquées  
a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de :

M. SAMSON Réjean, Ph.D., président

M. COMEAU Yves, Ph.D., membre et directeur de recherche

M. ST-ARNAUD Luc, M. Ing., membre

## REMERCIEMENTS

Je désire en premier lieu remercier le Centre de Technologie Noranda Inc. qui a fourni les fonds et le matériel nécessaire pour mener à bien cette recherche ainsi que la mine Holloway (Barrick Gold – Newmont) qui a fourni 10 m<sup>3</sup> d'eau minière pour les tests. Je tiens aussi à souligner la contribution de Eco.CNFS, Huffman Lab, et le laboratoire de chimie analytique du Centre de Technologie Noranda Inc. pour les analyses.

Je voudrais remercier le Dr. Yves Comeau, mon directeur de recherche, qui par ses judicieux conseils a su me guider pendant la revue de littérature, les tests et la rédaction du mémoire. J'aimerais aussi remercier Luc St-Arnaud du Centre de Technologie Noranda Inc. pour son support moral et ses encouragements.

Il y aussi eu la précieuse contribution de Caroline Carrier qui en faisant les manipulations journalières indispensables au bon fonctionnement des colonnes m'a permis de mener ce projet à bien. Je voudrais aussi remercier Marc Boucher qui m'a assistée dans le montage des colonnes.

Finalement, je voudrais mentionner un précieux collaborateur dans cette aventure, mon époux Eric Brouillette. C'est grâce à son soutien moral et logistique si j'ai pu finaliser ce mémoire.

## RÉSUMÉ

La faisabilité technique de la nitrification biologique avec immobilisation sur lit de calcaire a été évaluée pour le traitement d'effluents miniers. L'étude visait à comparer la capacité de traitement de la nitrification lorsqu'établie sur un lit de calcaire par rapport à celle obtenue avec un lit de sable où l'apport de sources carbonées inorganiques est externe au lit nitrifiant.

Le montage consistait en 3 colonnes de PVC de 4 m de haut et de 4 cm de diamètre interne avec une hauteur de lit de 2 m. Les trois colonnes à courant hydraulique ascendant et aérées à la base, étaient opérées en parallèle. Une première colonne, C1, a servi à vérifier si les bactéries nitrifiantes pouvaient utiliser directement le lit de calcaire ( $d_{moyen} = 2.4$  mm) sur lequel elles étaient immobilisées comme source de carbone inorganique à 10°C. Une deuxième colonne, C2, a servi à déterminer le taux de dissolution d'un lit de calcaire ( $d_{moyen} = 3.0$  mm) en présence des bactéries nitrifiantes à 20°C. Finalement, la troisième colonne, C3, a servi de témoin où les bactéries nitrifiantes étaient immobilisées sur un lit de sable ( $d_{moyen} = 2.4$  mm) avec un apport externe de sources de carbone inorganique à 10°C. Au cours des tests qui ont duré 8 mois, un total de 11 m<sup>3</sup> d'eau minière a été traitée. L'eau minière, provenant de la mine Holloway, une mine d'or au nord-est de

l'Ontario, avait un pH neutre et un faible contenu en métaux. L'eau a dû être amendée avec du sulfate d'ammonium pour accroître la concentration d'azote ammoniacal à 50 mg N/L afin de maintenir des conditions d'expérimentation semblables à une étude pilote précédente.

L'étude a démontré qu'un lit de calcaire est mieux adapté pour la nitrification qu'un lit de sable avec apport externe de sources carbonées inorganiques. Les bactéries nitratantes sont plus stables dans le lit de calcaire. De plus, contrairement au lit de sable, le lit de calcaire ne nécessite pas de lavage à contre-courant pour enlever l'excédent de biomasse. Ces lavages affectent l'efficacité de la nitrification où la conversion du nitrite en nitrate est le facteur limitant parce que le taux de régénération de la biomasse est trop lent.

Les taux d'enlèvement volumique obtenus pour les colonnes C1, C2 et C3 étaient de 26, 42 et 22 g N/m<sup>3</sup>-h, respectivement. Comparativement aux résultats obtenus lors d'une étude précédente, 31 g N/m<sup>3</sup>-h, le rendement obtenu pour la colonne C3 avec les mêmes conditions d'expérimentation (sable, 10°C), était nettement inférieur. La différence majeure entre les deux études a été d'appliquer des lavages à contre-courant dans l'étude actuelle. Le taux d'enlèvement de la colonne C3 qui est inférieur à la fois à celui de la

colonne C1 et à ceux de l'étude précédente démontre l'effet négatif des lavages à contre-courant sur l'activité des bactéries nitrifiantes.

Le taux de dissolution du calcaire est le paramètre limitant ce qui signifie que la charge superficielle sera limitée avec une augmentation de la température.

La charge superficielle maximale pouvant être appliquée au lit de calcaire à 20°C est de 1m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h. La conception à pleine échelle doit être basée sur la hauteur de lit puisque la charge superficielle est limitée.

Un des grands avantages du lit de calcaire est que la dissolution graduelle du lit, à raison de 6.8 g de CaCO<sub>3</sub> par g de (NH<sub>4</sub><sup>+</sup> NO<sub>2</sub><sup>-</sup>)-N oxydé, permet d'éliminer tout besoin de lavage à contre-courant puisque l'excédent de biomasse est éliminé graduellement. En contrepartie, la turbidité de l'effluent sera plus élevée parce que 30 à 50% de la biomasse présente se retrouve à l'effluent.

Les autres caractéristiques opérationnelles d'un lit de calcaire sont qu'une fois que la population nitrifiante est établie, le nitrite demeure sous les limites de détection et que le pH dans l'effluent peut descendre jusqu'à 5. De plus, à la période de démarrage, le débit initial en continu ne doit pas être supérieur à 5 à 10% du débit à pleine capacité.

Le réacteur pour un lit de calcaire consisterait simplement en un réacteur à lit fixe maintenu submergé où le courant hydraulique est ascendant et l'ajout de nouveau calcaire se fait par le dessus. En assumant un débit de 18.8 m<sup>3</sup>/h, une concentration en NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N de 40 mg/L, un contenu en CaCO<sub>3</sub> dans le calcaire de 80% et une charge superficielle maximale de 1 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h, la quantité de calcaire requise pour la mine Holloway serait d'environ 56 t/a avec un volume total de réacteur de 60 m<sup>3</sup> d'une hauteur de 3.2 m.

Bien que la faisabilité de la nitrification biologique sur lit de calcaire ait été démontrée et s'avère une option très intéressante pour le traitement d'effluents miniers, il y a encore de nombreuses questions en suspens avant qu'un système à pleine échelle soit applicable. Premièrement, le fonctionnement et l'opération du réacteur proposé ainsi que la faisabilité avec du calcaire commercial doivent être vérifiés. Ensuite, l'établissement de la biomasse et l'aération doivent être optimisés. Finalement, la performance d'un tel procédé sous les conditions réelles, où la température, la concentration de l'ammoniaque et le débit fluctuent doit être démontrée. De plus, un procédé de dénitrification biologique devrait être établi conjointement avec le procédé de nitrification biologique afin d'arriver à un système de traitement complet pour l'enlèvement des composés azotés inorganiques des effluents miniers.

## ABSTRACT

The technical feasibility of biological nitrification on a limestone bed was assessed for the treatment of mine effluents. The study compared the treatment capacity of nitrification on a limestone bed to that of a sand bed in which inorganic carbon sources are externally provided.

The experimental system consisted of 3 PVC columns 4 m high and 4 cm internal diameter with a bed height of 2 m. The three aerated columns were run in parallel and in an upflow mode. The first column, C1, tested whether the limestone bed ( $d_{mean} = 2.4$  mm) with fixed nitrifying bacteria could provide the inorganic carbon source, at  $10^{\circ}\text{C}$ . The second column, C2, was used to estimate the dissolution rate of the limestone bed ( $d_{mean} = 3.0$  mm) in presence of nitrifying bacteria, at  $20^{\circ}\text{C}$ . Finally, the third column, C3, was the control test in which nitrifying bacteria were fixed on a sand bed ( $d_{mean} = 2.4$  mm) with inorganic carbon sources being supplemented in the feed solution, at  $10^{\circ}\text{C}$ . A total of  $11 \text{ m}^3$  of mine water was processed during the 8 months that the study lasted. The mine water from Holloway mine, a gold mine situated in northeastern Ontario, was neutral and had a low metal content. The water had to be supplemented with ammonium sulfate to increase the

ammonium concentration to 50 mg N/L to maintain the experimental conditions used in a previous study.

The study showed that a limestone bed was more suitable to nitrification than a sand bed with external supply of inorganic carbon sources. Nitrating bacteria gave a more stable performance in a limestone bed. In addition, contrary to the sand bed, the limestone bed does not require a backwash to remove excess biomass. Backwashes affect the efficiency of nitrification with the conversion of nitrite to nitrate being the rate-limiting step because the growth rate of the nitrifying bacteria is too slow.

The volumetric removal rates obtained for C1, C2 and C3 were 26, 42 and 22 g N/m<sup>3</sup>-h, respectively. In comparison to a previous study, where removal rates were 31 g N/m<sup>3</sup>-h for the same experimental conditions as C3 (sand, 10°C), the removal rate obtained in this study was significantly lower. This study differed from the previous study mainly by the use of backwashes. The fact that the removal rate for C3 was lower than both C1 and the previous study results shows the negative impact of backwashes on the activity of nitrifying bacteria.

The dissolution rate of the limestone bed was the rate-limiting factor. It implies that the surface loading will become limiting with an increase in temperature. The maximum surface loading for the limestone bed was found to be  $1 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$  at  $20^\circ\text{C}$ . The full scale design will have to be based on the bed height since the surface loading is limited.

One of the greatest advantages of the limestone bed is that the gradual dissolution of the bed, at 6.8 g of  $\text{CaCO}_3$  per g of  $(\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-)\text{-N}$  oxidized, eliminates the need for backwashes since the excess biomass is gradually eliminated. However, the effluent will be more turbid because 30 to 50% of the biomass present is released in the effluent.

Other operating conditions for the limestone bed are that once the nitrifying bacteria are established, the nitrite remains below detection limit and that the pH in the effluent can decrease to 5. In addition, at start-up, the initial flow rate in continuous mode should not be more than 5 to 10% of the flow rate at full capacity.

The reactor configuration of a limestone bed would simply be a submerged packed bed operated in an upflow mode and in which fresh limestone is added from the top. Assuming a flow rate of  $18.8 \text{ m}^3/\text{h}$ , a concentration in

$\text{NH}_4^+ \text{-N}$  of 40 mg/L, a  $\text{CaCO}_3$  content in limestone of 80% and a surface loading of 1  $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ , 56 t/a of limestone would be required for treating Holloway mine water in a total reactor volume of 60  $\text{m}^3$  with a height of 3.2 m.

Although the feasibility of biological nitrification in a limestone bed was demonstrated and would be a promising option for the treatment of mining effluents, there are still a few questions to be cleared before this system can be implemented at full scale. First, the feasibility of the proposed reactor and commercial limestone should be demonstrated. Then, the start-up procedure and aeration conditions must be optimized. Finally, performance of such a process under real conditions, where temperature, ammonium concentration and flow rate fluctuate should be demonstrated. In addition, a biological denitrification process should be developed jointly with the nitrification process to get a complete treatment process for the removal of inorganic nitrogen compounds from mining effluents.

## TABLE DES MATIÈRES

<b>REMERCIEMENTS.....</b>	<b>IV</b>
<b>RÉSUMÉ.....</b>	<b>VI</b>
<b>ABSTRACT.....</b>	<b>X</b>
<b>LISTE DES TABLEAUX.....</b>	<b>XVIII</b>
<b>LISTE DES FIGURES.....</b>	<b>XX</b>
<b>LISTE D'ABRÉVIATIONS.....</b>	<b>XXIII</b>
<b>LISTE DES ANNEXES .....</b>	<b>XXIV</b>
<b>CHAPITRE 1: INTRODUCTION.....</b>	<b>26</b>
<b>CHAPITRE 2: MICROBIOLOGIE DE LA NITRIFICATION –</b>	
<b>DÉNITRIFICATION.....</b>	<b>30</b>
2.1 Nitrification .....	30
2.2 Dénitrification.....	33
2.2.1 Dénitrification hétérotrophe .....	35
2.2.2 Dénitrification autotrophe .....	36
2.2.3 Dénitrification phototrophe .....	37
<b>CHAPITRE 3: REVUE DES PROCÉDÉS DE NITRIFICATION –</b>	
<b>DÉNITRIFICATION PAR DOMAINE D'APPLICATION .....</b>	<b>38</b>
3.1 Traitement de l'eau potable .....	38

3.1.1	Nitrification .....	38
3.1.2	Dénitrification.....	40
3.2	Traitemennt des eaux usées .....	43
3.3	Traitemennt de l'eau souterraine .....	44
3.4	Traitemennt de l'eau minière.....	45
3.4.1	Étude de CANMET .....	46
3.4.2	Étude de Noranda.....	50

## CHAPITRE 4: ÉVALUATION ÉCONOMIQUE PRÉLIMINAIRE DE

### NITRIFICATION – DÉNITRIFICATION POUR DEUX

#### MINES.....55

4.1	Estimation du potentiel de réduction du coût d'opération avec l'utilisation de substrats alternatifs au bicarbonate de soude et au méthanol.....	55
4.2	Estimation du potentiel de réduction des coûts en capital pour des procédés alternatifs au lit fixe.....	58

#### CHAPITRE 5: CHOIX DU PROCÉDÉ ÉTUDIÉ .....

#### CHAPITRE 6: OBJECTIFS.....64

#### CHAPITRE 7: MATÉRIEL & MÉTHODES.....65

7.1	Solution d'alimentation et amendement.....	65
7.2	Montage expérimental.....	67
7.3	Caractérisation du matériau immobilisant.....	71

7.4	Démarrage et enlèvement de l'excès de biomasse .....	77
7.5	Description des tests .....	78
7.6	Description des méthodes d'analyse .....	81
7.6.1	Laboratoire externe .....	82
7.6.2	Assurance qualité/Contrôle de qualité .....	83
<b>CHAPITRE 8: RÉSULTATS .....</b>		<b>85</b>
8.1	Comparaison entre le calcaire et le sable comme milieu immobilisant pour la nitrification .....	85
8.1.1	Évaluation du comportement de chaque réacteur pendant l'expérimentation .....	85
8.1.2	Taux d'enlèvement de l'ammoniaque .....	91
8.1.3	Comparaison du taux d'enlèvement à d'autres études .....	93
8.1.4	Paramètre limitant pour le lit calcaire .....	96
8.1.5	Profil de concentration pour chaque réacteur .....	97
8.2	Dissolution du lit calcaire .....	107
8.2.1	Taux de dissolution chimique du calcaire .....	107
8.2.2	Taux de dissolution du calcaire en présence de bactéries nitrifiantes .....	108
8.3	Optimisation des conditions d'opération .....	110
8.3.1	Aération .....	110

8.3.2 Lavage à contre-courant (enlèvement de l'excès de biomasse).....	112
8.3.3 Quantification des boues générées .....	114
8.3.4 Source et dosage de phosphate .....	116
8.3.5 Démarrage des réacteurs.....	120
<b>CHAPITRE 9: DISCUSSION .....</b>	<b>125</b>
9.1 Comparaison de la performance des lits de calcaire et de sable .....	127
9.2 Paramètres de conception et d'opération .....	133
9.3 Sursaturation en CO <sub>2</sub> de l'eau testée .....	138
9.4 Évaluation des dimensions d'un réacteur à pleine échelle pour la mine Holloway.....	140
<b>CHAPITRE 10: CONCLUSIONS.....</b>	<b>143</b>
<b>CHAPITRE 11: RECOMMENDATIONS .....</b>	<b>146</b>
11.1 Prochaines étapes .....	146
11.2 Applications potentielles .....	147
<b>CHAPITRE 12: RÉFÉRENCES.....</b>	<b>148</b>
<b>ANNEXES.....</b>	<b>157</b>

## LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2.1 Liste des espèces nitrifiantes .....	31
Tableau 2.2 Liste des genres contenant des espèces dénitrifiantes .....	33
Tableau 4.1 Les coûts d'opération totaux pour différents scénarios pour les mines Golden Giant et Holloway .....	57
Tableau 4.2 Taux d'enlèvement pour différents types de réacteur et une comparaison des volumes de lit vide estimés pour les mines Golden Giant et Holloway .....	59
Tableau 4.3 Coûts en capital estimés par Beak .....	61
Tableau 7.1 Caractérisation de l'eau minière d'Holloway .....	65
Tableau 7.2 Conditions testées par chaque réacteur .....	68
Tableau 7.3 Caractérisation physique .....	71
Tableau 7.4 Caractérisation chimique .....	73
Tableau 7.5 Caractérisation hydraulique .....	74
Tableau 7.6 Temps de rétention mesurés .....	75
Tableau 7.7 Mesure de l'efficacité hydraulique des colonnes .....	76
Tableau 7.8 Chronologie des tests réalisés avec chaque colonne .....	79
Tableau 7.9 Facteur de correction .....	84
Tableau 8.1 Taux d'enlèvement de $(\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-)$ -N pour chaque colonne .....	92

Tableau 8.2 Conditions de test pour différentes études .....	94
Tableau 8.3 Comparaison des taux d'enlèvement de l'étude actuelle avec une étude pilote précédente .....	95
Tableau 8.4 Dissolution chimique du calcaire pour l'eau minière d'Holloway .....	108
Tableau 8.5 Calcul du ratio de $\text{CaCO}_3$ consommé sur le $(\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-)$ -N oxydé .....	109
Tableau 8.6 Production de boues par quantité de N oxydé .....	115
Tableau 8.7 Concentration moyenne de $\text{PO}_4$ mesurée à l'entrée et à la sortie des colonnes .....	117

**LISTE DES FIGURES**

Figure 7.1 Montage expérimental.....	67
Figure 7.2 Schéma de procédé.....	70
Figure 7.3 Représentation graphique de la durée des tests pour chaque colonne .....	80
Figure 8.1 Changements dans la concentration de $\text{NH}_4^+$ et de $\text{NO}_2^-$ pour C1 .....	87
Figure 8.2 Changements dans la concentration de $\text{NH}_4^+$ et de $\text{NO}_2^-$ pour C2 .....	88
Figure 8.3 Changements dans la concentration de $\text{NH}_4^+$ et de $\text{NO}_2^-$ pour C3 .....	90
Figure 8.4 Évolution de l'alcalinité, du $\text{NH}_4^+$ et du pH pour C2.....	96
Figure 8.5 Évolution du pH et des concentrations de $\text{NH}_4^+$ , $\text{NO}_2^-$ et $\text{NO}_3^-$ à travers C1 au jour 187 .....	98
Figure 8.6 Évolution du pH et des concentrations de $\text{NH}_4^+$ , $\text{NO}_2^-$ et $\text{NO}_3^-$ à travers C2 au jour 187 .....	99
Figure 8.7 Évolution du pH et des concentrations de $\text{NH}_4^+$ , $\text{NO}_2^-$ et $\text{NO}_3^-$ à travers C3 au jour 187 .....	100
Figure 8.8 Évolution des concentrations de $\text{NH}_4^+$ , $\text{NO}_2^-$ et $\text{NO}_3^-$ à travers une colonne selon le profil type de la nitrification biologique ....	101

Figure 8.9 Comparaison de la réduction nette de la concentration de $\text{NH}_4^+ \text{-N}$ et de l'augmentation nette de la concentration de $\text{NO}_3^- \text{-N}$ pour C1 .....	103
Figure 8.10 Comparaison de la réduction nette de la concentration de $\text{NH}_4^+ \text{-N}$ et de l'augmentation nette de la concentration de $\text{NO}_3^- \text{-N}$ pour C2 .....	104
Figure 8.11 Comparaison de la réduction nette de la concentration de $\text{NH}_4^+ \text{-N}$ et de l'augmentation nette de la concentration de $\text{NO}_3^- \text{-N}$ pour C3 .....	105
Figure 8.12 Effet de l'aération sur la concentration du OD pour C2 .....	111
Figure 8.13 Variation de la perte de charge pour C1, C2 et C3 .....	113
Figure 8.14 Changement dans la concentration en P total à l'affluent et l'effluent pour C3 en absence d'ajout de phosphate .....	118
Figure 8.15 Changements dans les concentrations de P et de $\text{NH}_4^+ \text{-N}$ pour C1 pour différentes applications de P .....	119
Figure 8.16 Évolution du $\text{NH}_4^+$ (A), du $\text{NO}_2^-$ (B), de l'alcalinité (C), du pH (D) et du débit (D) pour C1 durant la période d'adaptation .....	122
Figure 8.17 Évolution du $\text{NH}_4^+$ (A), du $\text{NO}_2^-$ (B), de l'alcalinité (C), du pH (D) et du débit (D) pour C2 durant la période d'adaptation .....	123

Figure 8.18 Évolution du  $\text{NH}_4^+$  (A), du  $\text{NO}_2^-$  (B), de l'alcalinité (C), du

pH (D) et du débit (D) pour C3 durant la période

d'adaptation.....

124

Figure 9.1 Schéma du réacteur proposé pour la nitrification sur lit de

calcaire.....

134

## LISTE D'ABRÉVIATIONS

ANFO :	ammonium nitrate fuel explosive
ASTM :	American Society for Testing and Materials
CBR :	contacteur biologique rotatif
CDT :	coût direct total
CIT :	carbone inorganique total
COT :	carbone organique total
CSTR :	continually stirred tank reactor
CTN :	Centre de Technologie Noranda Inc.
DBO <sub>5</sub> :	demande biochimique d'oxygène pour une durée de 5 jours
ICP :	inductively coupled plasma
ICP-MS :	inductively coupled plasma – mass spectrometry
MES :	matières en suspension
MVES :	matières volatiles en suspension
OD :	oxygène dissous
PVC :	polyvinylchlorinated

**LISTE DES ANNEXES**

<b>ANNEXE A: Détails des calculs pour l'évaluation économique.....</b>	<b>157</b>
<b>ANNEXE B: Description/Caractéristiques des colonnes .....</b>	<b>163</b>
<b>ANNEXE C: Caractérisation de l'eau minière .....</b>	<b>167</b>
<b>ANNEXE D: Caractérisation des matériaux immobilisants.....</b>	<b>170</b>
ANNEXE D.1: Fiche technique du sable de la colonne C3 et analyse granulométrique du matériau immobilisant pour chaque colonne .....	171
ANNEXE D.2: Caractérisation chimique des matériaux immobilisants .....	179
ANNEXE D.3: Estimation du volume de vides .....	181
ANNEXE D.4: Test de traceur pour la caractérisation hydraulique .....	183
<b>ANNEXE E: Calcul du taux d'enlèvement de N .....</b>	<b>193</b>
<b>ANNEXE F: Estimation de la masse totale de N oxydé et de         l'alcalinité totale consommée pour les trois colonnes.....</b>	<b>211</b>
<b>ANNEXE G: Effet de l'aération sur la concentration d'oxygène         dissous pour C1 et C3.....</b>	<b>230</b>
<b>ANNEXE H: Estimation de la biomasse récupérée .....</b>	<b>233</b>

**ANNEXE I: Calcul de la quantité de phosphore requise pour la****croissance de la biomasse.....235****ANNEXE J : Tests de toxicité sur la truite arc-en-ciel et*****Daphnia magna*.....237****ANNEXE K: Détermination de sursaturation de CO<sub>2</sub> de l'eau minière****d'Holloway .....**247

## CHAPITRE 1

### INTRODUCTION

En 1993, le Centre de Technologie Noranda Inc. (CTN) a initié une étude expérimentale, une des premières du genre, pour évaluer l'applicabilité de la nitrification et la dénitrification biologique hétérotrophe au traitement de l'eau minière.

Cette étude répondait à la nécessité de trouver des technologies pouvant traiter les composés azotés inorganiques dans l'eau minière, un besoin qui a émergé dû à un resserrement actuel ou anticipé des normes de rejet pour l'ammoniaque et le nitrate au Canada et aux Etats-Unis. Dans l'industrie minière, un certain niveau de contamination par l'ammoniaque et le nitrate peut être observé soit dans l'eau de drainage des mines, soit dans les effluents d'usines de concentration métallurgique pour l'or qui utilisent un circuit de cyanidation. La présence de l'ammoniaque et du nitrate dans l'eau minière résulte de l'utilisation des explosifs ANFO (nitrate d'ammonium/essence) largement utilisés pour le dynamitage alors que leur présence dans les effluents d'usines de concentration métallurgique pour l'or provient de la dégradation du cyanure.

Bien que les procédés de nitrification et dénitrification biologiques existent depuis les années 1960 pour les traitement des eaux usées municipales, l'application aux eaux minières présentait des défis techniques par rapport à la présence de métaux dans l'eau et les températures relativement froides ( $10^{\circ}\text{C}$ ).

L'étude expérimentale a culminé en la démonstration à l'échelle pilote (St-Germain & Shink, 1996) de l'applicabilité de la nitrification et la dénitrification biologique à l'enlèvement de composés azotés inorganiques de l'eau minière aux niveaux requis par les nouvelles réglementations et celles anticipées (1 mg N/L incluant  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$  et  $\text{NO}_3^-$ ).

L'usine pilote a été conçue pour traiter des concentrations moyennes d'ammoniaque et de nitrate, de 50 et 100 mg N/L, respectivement, à  $12^{\circ}\text{C}$ , et à un débit de  $1.47 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-h}$ . L'usine pilote consistait en 3 colonnes à lit fixe opérées en série. Dans la première colonne à flux ascendant, l'ammoniaque était converti en nitrate par les bactéries nitrifiantes alors que les deux autres colonnes à flux descendant étaient utilisées pour convertir le nitrate en azote gazeux par les bactéries dénitrifiantes.

L'étude pilote qui a duré 8 mois et a traité 3 différentes sources d'eau minière a démontré que la concentration en azote total pouvait être réduite de 120 mg N/L dans l'influent à moins de 1 mg N/L à 10°C et de façon très stable. La capacité de traitement était de 30 g N/h par m<sup>3</sup> de volume de lit à vide pour l'enlèvement du NH<sub>4</sub><sup>+</sup> et NO<sub>2</sub><sup>-</sup> et du NO<sub>3</sub><sup>-</sup>, pour les nitrifiantes et les dénitrifiantes, respectivement.

Au moment de l'étude, l'objectif principal était de démontrer que la technologie développée pour les eaux usées municipales pouvait être appliquée aux eaux minières. Donc, il n'y a pas eu d'efforts faits pour réduire les coûts du procédé. Dans la deuxième phase de l'étude, qui est l'objet de la présente recherche, les efforts se sont concentrés sur la réduction des coûts en capital et d'opération. L'objectif visé était de réduire les coûts en capital de 50% et/ou les coûts d'opération de 25%.

Dans un premier temps, la revue de littérature a servi à identifier les procédés disponibles ou potentiels permettant de réduire les coûts de façon significative. Dans un deuxième temps, une évaluation économique préliminaire a été effectuée afin de vérifier si les procédés identifiés permettaient d'atteindre les objectifs de réduction de coûts. Le procédé de nitrification biologique sur lit de calcaire et le procédé de dénitrification

autotrophe sur lit de soufre élémentaire sont les deux procédés qui ont été retenus comme rencontrant les réductions de coût visées. Cependant, seule la faisabilité technique de la nitrification biologique sur lit de calcaire a été évaluée dans le cadre de cette recherche.

## CHAPITRE 2

### MICROBIOLOGIE DE LA NITRIFICATION – DÉNITRIFICATION

#### 2.1 Nitrification

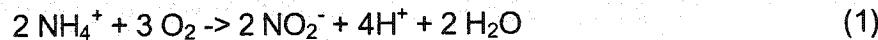
La nitrification lithoautotrophe est un procédé à deux étapes où l'action combinée de bactéries oxydatriques d'ammoniaque et de bactéries oxydatriques de nitrite transforme l'ammoniaque en nitrate via le nitrite (Pelczar, 1986). Les bactéries autotrophes qui oxydent l'ammoniaque et le nitrite en nitrates se retrouvent dans les sols, les sédiments, les eaux usées, l'eau douce et l'eau salée. Elles sont aérobies strictes. Elles obtiennent le carbone requis pour la synthèse des cellules du dioxyde de carbone, des carbonates ou des bicarbonates. Elles obtiennent leur énergie de l'oxidation de l'ammoniaque ou du nitrite qui est utilisée pour la maintenance des cellules et l'assimilation du carbone (Paul and Clark, 1989).

Les genres *Nitrosomonas* et *Nitrobacter* sont encore les catalystes les mieux connus de chaque étape respective. Cependant, des études récentes de la nitrification ont permis l'isolation de nouvelles espèces (Schramm et al., 1996, Tableau 2.1) et la découverte de nouvelles réactions métaboliques (Schramm et al., 1996).

Tableau 2.1 Liste des espèces nitrifiantes  
(Paul and Clark, 1989)

Genre	Espèce	Habitat
Oxydent l'ammoniaque ( $\text{NH}_4^+$ ) en nitrite ( $\text{NO}_2^-$ )		
<i>Nitrosomonas</i>	<i>europaea</i>	Sol, eau, boues usées
<i>Nitrosospira</i>	<i>briensis</i>	Sol
<i>Nitrosococcus</i>	<i>nitrosus</i>	Mer
	<i>oceanus</i>	Mer
	<i>mobilis</i>	Sol
<i>Nitrosovibrio</i>	<i>tenuis</i>	Sol
Oxydent le nitrite ( $\text{NO}_2^-$ ) en nitrate ( $\text{NO}_3^-$ )		
<i>Nitrobacter</i>	<i>winogradskyi</i>	Sol
	<i>(agilis)</i>	Sol, eau
<i>Nitrospira</i>	<i>gracilis</i>	Mer
<i>Nitrococcus</i>	<i>mobilis</i>	Mer

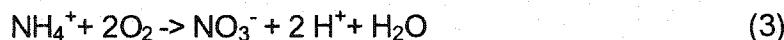
Les *Nitrosomonas* oxydent l'ammoniaque ( $\text{NH}_4^+$ ) en nitrite en présence d'oxygène suivant l'équation 1.



Les *Nitrobacter* oxydent le nitrite en nitrate suivant l'équation 2.



La réaction globale pour la conversion de l'ammoniaque en nitrate peut être exprimée comme suit (équation 3):



Les facteurs les plus importants qui contrôlent la nitrification sont la concentration du substrat, le pH, la température et la disponibilité de l'oxygène dissous (Princic, *et al.*, 1998). Le pH optimal est entre 6.6 et 8.0.

Comme l'indique l'équation 3, la nitrification acidifie le milieu, l'ajout d'alcalinité doit donc être prévu pour maintenir le pH dans la plage optimale (Benefield and Randall, 1987). La nitrification est très affectée par la température. La réaction est lente à des températures sous 5<sup>0</sup>C et au-dessus de 40<sup>0</sup>C. La plage optimale est entre 30 et 35<sup>0</sup>C (Paul and Clark, 1989). L'aération est essentielle pour la nitrification. Le niveau d'oxygène dissous (OD) doit être maintenu à plus de 2 mg/L (Benefield and Randall, 1987).

La croissance des bactéries nitrifiantes est lente parce que les réactions ne libèrent pas beaucoup d'énergie. La production serait de 0.04 à 0.13 g de VSS par g de NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N oxydé pour les *Nitrosomonas* et de 0.02 à 0.07 g de VSS/g de NO<sub>2</sub><sup>-</sup>-N oxydé pour les *Nitrobacter*. La conversion de l'ammoniaque

en nitrite (équation 1) est la réaction limitante (Kowalski and Lewandowski, 1983).

## 2.2 Dénitritification

La dénitritification ou la réduction dissimilative du nitrate consiste à réduire le nitrate en azote gazeux. La capacité de dénitritifier est répandue à travers une grande variété de groupes taxonomiques et physiologiques. Les genres qui ont des espèces capables de dénitritifier sont listés dans le Tableau 2.2.

**Tableau 2.2 Liste des genres contenant des espèces dénitritifiantes**

(Zehnder, 1988; Mateju et al., 1992)

<i>Acinetobacter</i>	<i>Halobacterium</i>	<i>Rhizobium</i>
<i>Alcaligenes</i>	<i>Hyphomicrobium</i>	<i>Rhodobacter</i>
<i>Aquaspirillum</i>	<i>Janthinobacterium</i>	<i>Thiobacillus</i>
<i>Azospirillum</i>	<i>Neisseria</i>	<i>Thiomicrospira</i>
<i>Bacillus</i>	<i>Paracoccus</i>	<i>Thiosphaera</i>
<i>Chromobacterium</i>	<i>Pseudomonas</i>	<i>Xanthomonas</i>

Les sources d'énergie des bactéries dénitritifiantes comprend les trois classes connues pour être utilisées par les microorganismes: organique (organotrophes), inorganique (lithotrophes) et la lumière (phototrophes). Les substrats organiques sont la source d'énergie la plus commune, que ce soit dans le nombre de genres que la dominance de populations dans la nature.

Les dénitritifiantes les plus communes dans la nature sont les espèces de *Pseudomonas* suivies par les espèces d'*Alcaligenes*. Comparativement à ces deux genres, les autres genres sont beaucoup plus rares et prédominent dans des environnements spécifiques (Zehnder, 1988). La plupart sont des microorganismes aérobies qui peuvent croître anaérobiquement seulement en présence de composés azotés oxydés ( $\text{NO}_2^-$  et  $\text{NO}_3^-$ , Paul and Clark, 1989).

Bien que la plupart des dénitritifiantes soient hétérotrophes, il existe quelques espèces des genres *Paracoccus*, *Thiobacillus* et *Thiosphaera* qui peuvent faire la dénitritification lithoautotrophe en utilisant l'hydrogène ou divers composés de soufre réduits ( $\text{S}^0$ ,  $\text{S}^{2-}$ ,  $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$  et  $\text{S}_4\text{O}_6^{2-}$ ) comme sources d'énergie. En conditions autotrophes, le  $\text{CO}_2$  ou le carbonate est utilisé comme source de carbone pour la synthèse cellulaire (Mateju et al., 1992).

### 2.2.1 Dénitritification hétérotrophe

Les dénitritifiantes hétérotrophes ont besoin d'une source de carbone organique pour assurer leur croissance. La dénitritification a été étudiée avec plusieurs substrats comme source de carbone organique; méthanol, éthanol, glucose, acéate, aspartate, acide formique, mélasse, lactosérum, drêche de distillerie et liqueur de sulfite. Cependant, la plupart des études sur la dénitritification ont utilisé le méthanol comme source carbonée organique.

L'équation 4 décrit la réaction globale pour la dénitritification avec le méthanol.

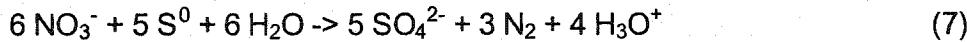


Une formule empirique a été développée (équation 5) pour doser le méthanol. Il est à noter que s'il y a de l'oxygène dissous dans l'eau, suffisamment de méthanol devra être ajouté pour consommer l'oxygène (Mateju *et al.*, 1992, Benefield and Randall, 1987).

$$C_{\text{méthanol}} = 2.47 \text{NO}_3^- \text{-N} + 1.53 \text{NO}_2^- \text{-N} + 0.87 \text{OD} \quad (5)$$

## 2.2.2 Dénitritification autotrophe

En conditions autotropes, le  $\text{CO}_2$  et le carbonate sont utilisés comme source de carbone. Il y a deux types de dénitritification autotrophe suivant la source d'énergie utilisée: avec l'hydrogène (équation 6, Mateju *et al.*, 1992) et avec les composés de soufre réduits (équation 7, Overath *et al.*, 1986).



Les facteurs qui contrôlent la dénitritification sont l'oxygène, le pH, la température et la source de carbone. Un facteur important est la présence d'oxygène dissous dans l'eau et ses effets inhibiteurs. Pour obtenir la dénitritification, la concentration d'oxygène doit être réduite à un niveau qui est suffisamment bas (0.1 à 0.22 mg/L) pour éviter l'inhibition et la répression de la réductase de nitrate. La plupart des dénitritifiantes croissent mieux à un pH neutre (6-8). La température minimum pour la dénitritification est de 5°C et la température maximale 75°C avec l'optimum à 30°C. La source de carbone doit être en quantité suffisante pour permettre l'oxidation complète du nitrate (Paul and Clark, 1989).

### 2.2.3 Dénitritification phototrophe

L'abilité de dénitritifier est très limitée chez les phototrophes parce que la plupart peuvent fixer l'azote gazeux. Cette abilité a été démontrée seulement avec certaines bactéries du genre *Rhodopseudomonas*. Ce genre fait partie du groupe des bactéries pourpres sans soufre qui font de la photosynthèse en conditions anaérobies en utilisant des composés de soufre réduits (Zehnder, 1988; Paul and Clark, 1989).

## CHAPITRE 3

### REVUE DES PROCÉDÉS DE NITRIFICATION – DÉNITRIFICATION PAR DOMAINE D'APPLICATION

Afin de répondre aux besoins spécifiques du traitement des eaux minières dépourvues de matière organique, la revue de littérature s'est concentrée sur les procédés en réacteur de nitrification et dénitrification biologique développés séparément des systèmes de boues activées. Les procédés développés à l'échelle pilote et plus avant, pour le traitement de l'eau potable, des eaux usées et de l'eau souterraine ont été considérés. Les développements dans le domaine du traitement de l'eau minière sont aussi discutés pour donner un meilleur aperçu de la position actuelle de la recherche.

#### 3.1 Traitement de l'eau potable

##### 3.1.1 Nitrification

L'ammoniaque est une nuisance durant le traitement de l'eau potable car il réagit avec le chlore ajouté durant la chloration pour former des composés nuisibles tels que des dichloramines et des trihalométhanes (Desjardins, 1990). La plupart du temps l'enlèvement de l'ammoniaque se fait par la

chloration au point critique qui convertit l'ammoniaque en nitrate. La chloration au point critique a cependant des désavantages non partagés par la nitrification biologique:

- temps de contact long (plus d'une heure) à basse température
- interférence des composés azotés organiques
- formation de trichlorure d'azote ou dichloramine dans certaines circonstances qui sont des produits odorants
- production de trihalométhanes et de composés organochlorés, spécialement quand la dose de chlore requise est élevée

Il est donc souhaitable que la majeure partie de l'ammoniaque soit enlevée par un pré-traitement biologique qui ne produit pas de produits dérivés indésirables, particulièrement quand le niveau d'ammoniaque est élevé ( $> 0.5$  mg N/L). Un désavantage de la nitrification biologique est que l'ammoniaque est converti en nitrate et non en azote. Une deuxième unité pour l'enlèvement du nitrate que ce soit par la dénitrification biologique ou l'échange ionique doit donc être prévue, ce qui peut expliquer le peu de systèmes à grande échelle installés pour la nitrification de l'eau potable (Gauntlett, 1981).

Lorsqu'utilisée, la nitrification est appliquée en lit fluidisé, fixe ou à infiltration rapide. Des procédés à l'échelle pilote et commerciale ont été développés en France, au Royaume-Uni et en Allemagne (Bouwer et Crowe, 1988). Le Royaume-Uni semble très actif dans l'utilisation de lits fluidisés. Il y a deux systèmes à pleine échelle en opération depuis quelques années à 2 usines de la rivière Severn. Des études pilotes ont aussi été faites pour l'enlèvement de l'ammoniaque pour les rivières Trent and Thames. Pour les autres pays, la nitrification en lit fixe est surtout utilisée (Gauntlett, 1981).

### **3.1.2 Dénitrification**

Plusieurs procédés différents ont été proposés et utilisés pour la dénitrification biologique de l'eau potable. Les procédés avec biomasse immobilisée incluant les réacteurs à lit fluidisé, les réacteurs à lit fixe et les biofiltres sont les plus communs.

Les procédés les plus généralement utilisés pour la dénitrification biologique de l'eau potable sont basés sur la dénitrification hétérotrophe où les sources carbonées sont organiques. Différentes sources carbonées sous forme solide, liquide et gazeuse ont été évaluées: cellulose, lactosérum, éthanol, acide acétique, biogaz, méthanol et sucre (Mateju *et al.*, 1992).

Trois des systèmes basés sur la dénitrification hétérotrophe développés commercialement sont Biodenite, Nitrazur et Denipor. Les procédés Biodenite et Nitrazur sont des procédés français tandis que Denipor est un procédé allemand.

Le procédé Biodenite est basé sur un lit fixe anaérobie avec de l'argile éclatée BIODAGENE ( $d_{80}$ : 2 à 5 mm) comme support sur lequel des bactéries hétérotrophes ont été immobilisées. Le lit est opéré en courant descendant et l'éthanol est la source de carbone utilisée. Les autres unités d'opération consistent en la filtration de l'eau sur un filtre Biocarbone aéré, l'ozonation et la chloration. Deux opérations ont été installées, une en 1983 avec une capacité de 80  $m^3/h$  et l'autre en 1987 avec une capacité de 400  $m^3/h$ . La capacité de traitement est de 1.2 kg  $NO_3^-$ -N/ $m^3.j$  (Ravarini *et al.*, 1988).

Le procédé français, Nitrazur, utilise un bioréacteur à lit fixe à courant ascendant avec un support de céramique. L'acide acétique ou l'éthanol sont utilisés comme source de carbone. L'eau traitée est ensuite filtrée sur un filtre au carbone et désinfectée avec du chlore gazeux. Deux installations de 50 et 70  $m^3/h$  ont été installées en 1983 et 1984. La faisabilité technique et économique des deux procédés français a été confirmée au niveau

commercial et depuis d'autres usines ont été mises en opération avec d'excellents résultats. Ces méthodes sont économiquement viables et la stabilité opérationnelle est demeurée très satisfaisante pour une très longue période (Richard, 1989).

Le procédé allemand Denipor est basé sur un bioréacteur à lit fixe utilisant un support flottant pour la dénitrification biologique. Le filtre à lit fixe est rempli avec des sphères Styropor flottantes et utilise les bactéries hétérotrophes présentes dans l'eau aquifère. Ce procédé utilise l'éthanol comme source de carbone. Une usine avec une capacité de 300 m<sup>3</sup>/h construite en Allemagne utilise 4 bioréacteurs Denipor en série. L'après-traitement se fait en deux étapes. La première étape emploie 4 filtres aérobies à lit fixe. La deuxième étape est une filtration aérobie dans 2 filtres à lit fixe à base de charbon activé. L'addition de dioxyde de chlore désinfecte l'eau traitée. L'usine peut éliminer 80 kg NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N /j. Le chargement maximal de l'usine est de 1.5 kg NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N/m<sup>3</sup>.j (Mateju *et al.*, 1992; Roennefahrt, 1986). Le procédé BIOSTYR breveté par OTV et commercialisé par USFilter/Krüger est semblable au procédé Denipor où les bactéries sont immobilisées sur un média de polystyrène. La principale différence réside dans le fait que la dénitrification, la nitrification et la filtration sont toutes combinées dans un seul réacteur.

En 1982, une usine commerciale utilisant un réacteur à lit fluidisé avec du sable comme support a été installée en Grande-Bretagne avec du méthanol comme source de carbone. La capacité maximale de l'usine était de 115 m<sup>3</sup>/h. L'eau dénitrifiée était ensuite traitée par coagulation, filtration, aération et chloration. Il est mentionné que des hautes concentrations de nitrite ont été observées de façon intermittente (Croll *et al.*, 1985).

Le procédé Denitropur est le seul procédé basé sur la dénitrification autotrophe. L'usine consiste en neuf bioréacteurs à lit fixe en série remplis avec du Mellapack (éléments avec une structure tridimensionnelle ondulée). L'eau brute est saturée avec de l'hydrogène surcomprimé et enrichie avec du phosphate et du dioxyde de carbone. Après la dénitrification, l'eau est aérée et filtrée sur un filtre bicouche. La désinfection est assurée par radiation UV. L'usine est 50 m<sup>3</sup>/h en capacité et peut enlever 20.6 kg NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N/j. Une usine a été construite en Allemagne en 1986 (Gros *et al.*, 1986).

### 3.2 Traitement des eaux usées

Le plus possible, la nitrification et la dénitrification biologique sont intégrées comme composantes des procédés de boues activées dans le traitement des eaux usées. Le principe sous-jacent est de maintenir des conditions

d'opération appropriées pour la croissance des bactéries nitrifiantes ou dénitrifiantes. La nitrification et la dénitrification peuvent se faire conjointement avec l'oxidation du carbone ou séparément. Les réacteurs à écoulement piston et les réacteurs complètement mélangés sont les plus couramment utilisés pour les procédés à biomasse en suspension. Pour les procédés avec biomasse immobilisée, les filtres à écoulement lent et les contacteurs biologiques rotatifs sont les plus couramment utilisés pour la nitrification et les filtres à lit fixe, les contacteurs biologiques rotatifs et les lits fluidisés sont les plus répandus pour la dénitrification biologique (Benefield and Randall, 1987; Metcalf & Eddy, 1991).

### 3.3 Traitement de l'eau souterraine

Une usine de démonstration utilisant la filtration sur soufre/calcaire a été construite dans les Pays-Bas. L'usine consistait en 4 unités d'opération en série: 1) déaération de l'eau brute par vacuum, 2) filtration en courant ascendant dans un bioréacteur rempli avec du soufre et du calcaire, 3) aération et 4) recharge artificielle. L'usine d'une capacité de 35 m<sup>3</sup>/h a utilisé un réacteur rempli avec des granules de soufre et de calcaire dans un ratio volume de 1:1. Un modèle a été développé et à l'échelle de laboratoire un

enlèvement jusqu'à 1.1 kg NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N/m<sup>3</sup>.j a été observé (van der Hoek *et al.*, 1991; van der Hoek *et al.*, 1992).

### 3.4 Traitement de l'eau minière

L'enlèvement de l'ammoniaque et du nitrate est un problème récent dans l'industrie minière et a été promulgué par un resserrement actuel ou anticipé de la réglementation.

Au Canada, la tendance récente étant de réglementer les effluents miniers basé sur la toxicité, l'intérêt premier sera dans l'enlèvement de l'ammoniac étant donné que sa présence est souvent toxique à la truite arc-en-ciel. Certaines eaux minières, satisfaisant aux normes précédentes d'une concentration de NH<sub>3</sub>-N à l'effluent final de 10 mg N/L comme ammoniac total ou 0.2 mg N/L comme ammoniac non-ionisé, pourraient ne plus rencontrer de nouvelles normes basées sur les tests de toxicité.

Habituellement, les nitrates et les nitrites sont seulement réglementés pour l'eau potable au Canada et aux Etats-Unis où les concentrations limites respectives sont 10 et 1 mg/L. Cependant, le projet Montanore de Noranda au Montana, qui a déclenché l'investigation des options pour l'enlèvement du

nitrate, était un cas particulier où l'effluent final devait être aux niveaux environnents pour la concentration de nitrate. Conséquemment, les options de traitement potentielles investiguées devaient rencontrer une concentration de rejet en nitrate de 1 mg N/L ou moins (Marshall, 1990).

### **3.4.1 Étude de CANMET (Tan *et al.*, 1995)**

Au début des années 1990, un consortium a été formé par les compagnies minières canadiennes et CANMET a été mandaté pour développer un procédé permettant le contrôle de l'ammoniaque dans les effluents miniers.

La recherche faite à CANMET depuis 1991, a culminé en une campagne de démonstration de 50 jours à la mine Key Lake de la corporation CAMECO dans le nord de la Saskatchewan (juillet-août 1994) où les options de procédé sélectionnées ont été évaluées. L'objectif principal du programme était d'identifier, d'investiguer et développer des techniques qui permettraient à l'industrie minière canadienne de rencontrer les normes avec un contrôle fiable de l'ammoniaque (Tan *et al.*, 1995).

De tous les procédés investigués par CANMET, 2 modules de base ont été sélectionnés pour la campagne de démonstration:

- 1) adsorption-éluion sur zéolite pour enlever efficacement l'ammoniaque de l'effluent et préconcentrer le contaminant pour une dégradation subséquente;
- 2) nitrification-dénitrification biologique de l'éluant provenant de la zéolite pour produire de l'azote gazeux.

L'objectif était de traiter l'effluent final du concentrateur qui contient typiquement 15 à 40 mg/L d'ammoniaque, à un taux de 1000 L/j dans une mini-usine intégrant l'adsorption sur zéolite, la désorption avec du carbonate de soude, la bio-nitrification et dénitrification de l'éluant. Les concentrations cibles dans l'effluent final ont été fixées à 3.9 mg N/L d'ammoniaque et 11.5 mg N/L de nitrate. L'objectif principal de la campagne de démonstration était de démontrer qu'un procédé générique fiable pour le contrôle de l'ammoniaque dans les effluents miniers pouvait être développé.

Le système consistait en 2 sous-modules pour la zéolite, l'adsorption et l'élution et 2 sous-modules biologiques, la nitrification et la dénitrification. L'effluent du concentrateur qui contient < 33 mg N/L d'ammoniaque est passé à travers une colonne de clinoptilolite pour enlever l'ammoniaque. Le raffinat (l'effluent primaire sans ammoniaque) est produit à un débit de 1000 L/j. L'influent est maintenu acide (pH 6-7) pour maximiser l'adsorption de

l'ammoniaque. La colonne lorsque chargée (après 100 volumes de lit) est régénérée avec une solution de 4 M  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  en deux cycles. La colonne est ensuite lavée pour enlever la solution de carbonate.

L'éluant contenant  $> 248 \text{ mg/L}$  total  $\text{NH}_4^+ \text{-N}$  et jusqu'à 0.2 M  $\text{CO}_3^{2-}$  est ensuite amendé avec des nutriments (200 mg/L  $\text{H}_2\text{PO}_4^-$ , 7 mg/L  $\text{MgSO}_4$ , 0.4 mg/L  $\text{FeCl}_3$ , 0.4 mg/L  $\text{CaCl}_2$  et 1ml/L vitamines). L'ammoniaque contenu dans l'éluant était transformé en nitrates par la nitrification biologique effectuée dans un CSTR suivi d'un filtre à écoulement lent. La concentration limite ciblée était de 41 mg N/L, pour donner une concentration finale de 4.1 mg N/L une fois dilué avec l'effluent primaire. Le temps de rétention nominal était de 30 h.

La dénitrification de l'effluent se faisait dans 2 lits fixes à courant ascendant opérés en parallèle. Le temps de rétention nominal dans les réacteurs était de 12 h. Le méthanol était utilisé comme source de carbone pour permettre la conversion de  $> 183 \text{ mg/L}$  de  $\text{NO}_x \text{-N}$  en azote gazeux. La limite ciblée de  $\text{NO}_x$  était de 115 mg N/L pour donner une concentration finale de 11.5 mg N/L après dilution avec l'effluent primaire.

Un maintien de la performance de l'unité de nitrification pour atteindre la concentration ciblée s'est avéré difficile. La concentration ciblée de 11.5 mg N/L n'a pu être atteinte que pendant 10 jours sur les 50 jours de la campagne. De plus, les filtres à écoulement lent n'ont pas fonctionné. Les raisons pour la faible activité bactérienne sont complexes mais un nombre possible de causes ont été identifiées.

La performance des réacteurs de dénitrification a été très satisfaisante. Des niveaux aussi hauts que 390 mg N/L ont été réduits à < 92 mg N/L NO<sub>x</sub> (moy. ~ 22.9 mg N/L) par les bactéries dénitrifiantes; i.e. substantiellement moins que la limite ciblée de 11.5 mg N/L, après la dilution avec l'effluent primaire.

Les coûts estimés basés sur les résultats de la campagne indiquent que le traitement générique d'un effluent similaire de 20.7 mg/L NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N de 240 m<sup>3</sup>/h prendrait environ \$1,740,000 d'investissement en capital et \$1,170,000 de coûts d'opération annuel en dollars canadiens. Les coûts de procédé sont estimés à CA \$0.56/m<sup>3</sup> d'effluent ou CA\$18.50/kg NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N (incl. financement).

### 3.4.2 Étude de Noranda (St-Germain et Shink, 1996)

L'étude pilote conduite à la mine Battle Mountain Golden Giant (Ontario) en 1994-1995, a été précédée par un mini-pilote conduit au CTN pour déterminer les limites des procédés biologiques pour différents paramètres d'opération tels que le débit, la température et la qualité de l'eau minière (St-Germain *et al.*, 1994). Les objectifs de l'étude pilote étaient de déterminer la robustesse et la fiabilité du système sur le terrain, et, plus spécifiquement, de déterminer l'effet des fluctuations dans la qualité de l'influent sur la capacité de traitement.

La mine Golden Giant produit de l'or en utilisant un procédé de lixiviation avec du charbon activé en solution. Le respect des directives de rejet d'ammoniac de 10 mg N/L dans l'effluent final a été un problème persistant pour la mine. L'ammoniac provient de l'eau minière contaminée par les explosifs ANFO, et de différentes sources dans le circuit du concentrateur, tel que le broyage et le circuit de décapage/électroaffinage. En plus de l'intérêt de tester le procédé biologique pour l'enlèvement de l'ammoniaque, Golden Giant a été choisie comme site d'étude parce que la qualité de l'eau était représentative de la qualité anticipée de l'eau minière de Montanore, étant légèrement alcaline avec un contenu en métaux faible.

L'usine pilote a été conçue pour traiter en moyenne des concentrations respectives en ammoniaque et en nitrate de 50 et 100 mg N/L, à 12°C, avec un débit de 300 mL/min. L'usine était semi-automatisée et consistait en trois colonnes, chacune avec un diamètre interne de 0.15 m et une hauteur de 5 m, remplies avec du sable de silice. Dans la première colonne, la conversion de l'ammoniaque au nitrate, ou nitrification, était effectuée par des bactéries nitrifiantes sous aération et avec un courant ascendant. Les deux colonnes suivantes convertissaient le nitrate en azote gazeux avec des bactéries dénitrifiantes et étaient opérées en courant descendant et en conditions anoxies. Les colonnes en mode descendant agissaient aussi comme filtres pour les solides en suspension. Le méthanol, le carbonate et le phosphate étaient ajoutés comme substrats et nutriments pour les bactéries.

L'étude pilote a duré huit mois avec trois sources d'eau différentes: l'eau minière et l'effluent final de Golden Giant, et l'eau minière de la mine Holloway. Un premier test étudiait le comportement du système et la capacité pour traiter l'eau minière de Golden Giant. Le test a résulté en l'enlèvement d'ammoniaque et du nitrate à des niveaux très bas malgré les hautes concentrations et les grandes variations dans l'influent. La concentration d'azote total dans l'eau minière de Golden Giant a été réduite de 120 mg N/L en moyenne à moins de 1 mg N/L avec des taux

d'enlèvement pour l'ammoniaque et le nitrate d'environ 30 g N/h par  $m^3$  de volume de lit vide. La concentration de nitrate à l'effluent n'a jamais dépassé 5 mg N/L et est restée sous 1 mg N/L pour au moins 80% du temps. L'eau minière traitée a été démontrée non-toxique et rencontrait les limites pour les solides en suspension totaux, l'ammoniaque et le nitrite en tout temps.

Quelques problèmes ont été rencontrés dû à une addition en excès des substrats. Un deuxième test a donc été réalisé pour déterminer l'enlèvement de nitrate possible avec un ajout en substrat minime. Le test a démontré qu'un ratio poids de méthanol: $NO_3^-$ -N de 3.25:1 serait approprié pour maintenir un enlèvement du nitrate efficace tout en maintenant des concentrations en  $DBO_5$  au rejet final de moins de 50 mg/L. Un troisième test a évalué l'enlèvement d'un excès de méthanol en opérant un des filtres dénitrifiants en conditions aérobies pour simuler l'utilisation d'un filtre biologique. Cette étape de polissage était nécessaire pour rencontrer des limites de  $DBO_5$  de 15 mg/L. Pour le phosphate, il a été démontré que l'excédent pouvait être efficacement enlevé par ajout d'alun.

Les tests sur l'eau minière d'Holloway ont démontré que l'enlèvement de l'ammoniaque par la nitrification pouvait être aussi efficace que pour l'eau minière de Golden Giant. A 10°C, la concentration d'ammoniaque à l'influent

de 100 mg N/L était réduite à moins de 1 mg N/L à un taux de traitement de 38 g/h de  $m^3$  de volume de lit vide. La capacité n'a pas été affectée par le changement en substrats et nutriments du bicarbonate de soude et du phosphate de potassium au carbonate de soude et à l'acide phosphorique.

Un test pour l'enlèvement de l'ammoniaque par la nitrification de l'effluent final de Golden Giant à  $12^0C$  a résulté en une réduction de la concentration d'ammoniaque de 23 mg N/L à moins de 1 mg N/L. Une baisse de température de  $12^0C$  à  $7^0C$  a résulté en une baisse de l'activité bactérienne de 50%.

Les coûts en capital et opération d'une unité de nitrification conçue pour traiter un débit de  $450 m^3/j$  avec une concentration d'ammoniaque moyenne de 28 mg N/L ont été estimés à \$1.5M et \$ 100 k/année, respectivement. Le coût d'opération est équivalent à  $\$0.55/m^3$  d'eau traitée (St-Germain and Shink, 1996).

A ce moment là, l'objectif premier du projet était de démontrer qu'une technologie développée pour le traitement des eaux usées municipales pouvait être appliquée au traitement de l'eau minière. Conséquemment, aucun effort n'a été fourni pour minimiser les coûts du procédé. Dans la

deuxième phase de l'étude, qui est l'objet de la présente étude, des efforts ont été faits pour améliorer soit le coût en capital ou le coût d'opération du procédé. La réduction ciblée est de 50% pour le coût en capital et/ou de 25% pour le coût d'opération.

## CHAPITRE 4

### ÉVALUATION ÉCONOMIQUE PRÉLIMINAIRE DE NITRIFICATION – DÉNITRIFICATION POUR DEUX MINES

L'évaluation économique a été basée sur les données de deux mines: la mine Golden Giant et la mine Holloway. Ces deux mines appartiennent maintenant à la compagnie Newmont Mining. La mine Golden Giant est représentative d'une situation à haute charge avec un débit de 300 m<sup>3</sup>/h et des concentrations en ammoniacal et en nitrate de 20 et 10 mg N/L, respectivement. La mine Holloway représente une situation à faible charge avec un débit de 18.8 m<sup>3</sup>/h et des concentrations en ammoniacal et en nitrate de 40 et 10 mg N/L, respectivement.

#### 4.1 Estimation du potentiel de réduction du coût d'opération avec l'utilisation de substrats alternatifs au bicarbonate de soude et au méthanol

L'analyse des coûts d'opération a été basée seulement sur les besoins en substrats (source de carbone) et nutriments (source de phosphore). L'usine pilote conduite à la mine Golden Giant a utilisé du bicarbonate de soude (NaHCO<sub>3</sub>) et du méthanol comme sources carbonées pour la nitrification et la dénitrification, respectivement. L'acide phosphorique était utilisé pour fournir

le phosphore. Le carbonate de soude ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) et le carbonate de calcium ( $\text{CaCO}_3$ ) pour la nitrification ainsi que l'éthanol et l'acide acétique pour la dénitrification hétérotrophe, ont été évalués comme sources de substrat alternatives. En plus de la dénitrification hétérotrophe, la dénitrification autotrophe a aussi été évaluée. La dénitrification autotrophe se fait avec l'hydrogène ou le soufre élémentaire comme source d'énergie et le carbone inorganique comme source de carbone. L'hydrogène et le soufre élémentaire ont tous les deux été considérés pour les scénarios de coûts.

Les coûts d'opération totaux pour les différents scénarios pour la mine Golden Giant et la mine Holloway sont dans le Tableau 4.1. Les coûts ont été basés sur l'enlèvement total d'azote et seulement les options avec le coût d'opération le plus bas sont incluses. L'évaluation détaillée des différentes alternatives est présentée dans l'Annexe A.

**Tableau 4.1 Les coûts d'opération totaux pour différents scénarios pour les mines Golden Giant et Holloway**

Scénarios	Coût d'opération total (k\$/an)	
	Mine Golden Giant (charge totale: 8.4 kg N/h)	Mine Holloway (charge totale: 0.94 kg N/h)
Usine pilote du CTN (NaHCO <sub>3</sub> , méthanol)	470	43
Alternative I (CaCO <sub>3</sub> , méthanol)	122	13
Alternative II (CaCO <sub>3</sub> , S élémentaire)	99	12

On peut observer du Tableau 4.1 que les économies les plus importantes proviennent du remplacement du NaHCO<sub>3</sub> par le CaCO<sub>3</sub>. En terme de coûts de substrats, les économies seraient de l'ordre de 70 à 75%. De plus, l'utilisation de la dénitrification autotrophe avec le S élémentaire comme source d'énergie plutôt que la dénitrification hétérotrophe, résulterait en des économies additionnelles de 20% du coût total des substrats pour la mine Golden Giant. Il est à noter cependant que le sulfate est un produit de la dénitrification autotrophe avec le S élémentaire.

#### **4.2 Estimation du potentiel de réduction des coûts en capital pour des procédés alternatifs au lit fixe.**

Le coût en capital est relié à la taille et au nombre de réacteurs requis pour permettre de traiter une eau donnée. Les taux d'enlèvement rapportés pour différents réacteurs sont listés dans le Tableau 4.2. Ces taux ont été traduits en volume requis pour les mines Golden Giant et Holloway. Une comparaison des taux d'enlèvement démontre que les plus hauts taux sont obtenus avec les lits fluidisés, suivis des lits fixes et mobiles, ensuite des filtres à écoulement lent et des lits de filtration.

**Tableau 4.2 Taux d'enlèvement pour différents types de réacteur et une comparaison des volumes de lit vide estimés pour les mines Golden Giant et Holloway**

Type de réacteur	Taux d'enlèvement (kg N/m <sup>3</sup> .j)	Volume de lit vide <sup>1</sup> (m <sup>3</sup> )	
		Mine Golden Giant	Mine Holloway
<b>NITRIFICATION</b>			
Lit fixe	0.12-0.72	200 - 1200	23.8-142.5
Lit mobile	0.3-0.4	411	36.0
Filtre à écoulement lent	0.02-0.05	2880 - 7200	252-630
<b>DENITRIFICATION HETEROTROPE</b>			
Lit fluidisé	2.10-11.3	12.7 – 68.6	1.1 – 6.0
Lit fixe	0.06-1.5	96 – 2400	8.4 – 210.0
Lit mobile	0.7	206	24.4
Système d'infiltration rapide	0.01-0.04	3600 – 14400	428 - 1710
<b>DENITRIFICATION AUTOTROPE (avec S élém.)</b>			
Lit fixe	0.14-1.08	133 – 1029	15.8 - 122
Lit à filtration lente	0.07	2057	244

1: références et calculs en Annexe A

La différence entre les taux d'enlèvement des lits fluidisés ( $11.3 \text{ kg N/m}^3 \cdot \text{j}$ ) et des lits fixes ( $1.5 \text{ kg N/m}^3 \cdot \text{j}$ ) pour la dénitrification démontre que la capacité requise pour un lit fluidisé serait jusqu'à 8 fois plus petite que pour un lit fixe.

Dans le cas d'Holloway, la différence n'est pas suffisante (3 vs  $24 \text{ m}^3$ ) pour justifier l'utilisation de lits fluidisés versus les lits fixes. Cependant, dans le cas de la mine Golden Giant, l'utilisation d'un lit fluidisé permettrait de réduire la taille du réacteur de 200 à  $25 \text{ m}^3$  pour la nitrification et pour la dénitrification. Donc, pour le traitement global, i.e. nitrification + dénitrification, le volume total de réacteur requis pourrait être réduit de 350  $\text{m}^3$  ( $400 \text{ à } 50 \text{ m}^3$ ).

Une analyse du coût en capital détaillé tel qu'estimé par Beak pour la nitrification de l'eau minière d'Holloway (Tableau 4.3) a indiqué que le coût pour le réacteur (item 400, volume du réacteur de  $33 \text{ m}^3$ ) était une petite fraction du coût total en capital; 25% pour le procédé du CBR et 7% pour le procédé par filtre. En fait, la majeure fraction du coût en capital est dûe à la construction du bâtiment pour abriter le réacteur (item 300, 34-44% du coût total en capital). Le coût de réacteur + le coût de construction de l'édifice totalisent entre 50 et 60% du coût total en capital.

Tableau 4.3 Coûts en capital estimés par Beak (1995)

ITEM	Procédé CBR (\$ x 1,000)	Procédé de lit filtrant (\$ x 1,000)
<b>COÛTS DIRECTS</b>		
100 Mobilisation	5	5
200 Excavation & Remplissage	17	11
300 Construction	520	525
400 Équipement	380	90
500 Tuyauterie	49	112
600 Électrique & Instrumentation	54	57
Coûts directs sous-total	1,025	800
<b>COÛTS INDIRECTS</b>		
Analyse du site	10	10
Permis & Frais	26	21
Ingénierie & Supervision de la construction (15% CDT)	154	120
Frais d'administration (12% CDT)	123	96
Inflation	0	0
Coûts indirects sous-total	313	247
<b>COÛT TOTAL</b>	1,338	1,047
<b>IMPRÉVUS (15% C.T.)</b>	201	157
<b>COÛTS ESTIMÉS TOTAUX</b> (coût en \$ Can, Juin 1995)	1,539	1,204
(en \$ Can pour 1997, Marshall & Swift Cost Index)	1,583	1,238

Il n'y a que deux options pour permettre d'atteindre l'objectif de réduction de coût en capital par 50%: 1) ne pas avoir à construire de bâtiment ou 2) combiner la nitrification et la dénitrification en un seul réacteur. Bien que

l'utilisation de lits fluidisés peut permettre de sauver de l'espace et diminuer le coût relié à la construction d'un bâtiment, cette diminution de coût serait contrecarrée par une augmentation du coût de réacteur, le lit fluidisé requérant un plus haut degré de sophistication. A part quelques exceptions, la première option ne peut être envisagée au Canada, la rigueur du climat canadien nécessitant la construction d'un édifice pour abriter le(s) réacteur(s). Il n'y a pas non plus de technologies démontrées et fiables qui combinerait la nitrification et la dénitrification autotrophe en un seul réacteur pour satisfaire la deuxième option.

La meilleure option économique semble être la nitrification avec du calcaire comme source carbonée jointe à la dénitrification autotrophe avec le soufre élémentaire comme source d'énergie. Une option qui a aussi l'avantage d'éviter l'addition de sources carbonées organiques à l'eau minière. Seule la combinaison de la nitrification et la dénitrification autotrophe en un seul réacteur permettrait de réaliser des économies génériquement substantielles sur le coût en capital.

## CHAPITRE 5

### CHOIX DU PROCÉDÉ ÉTUDIÉ

La meilleure option semble être la nitrification avec du calcaire comme source carbonée jointe à la dénitrification autotrophe avec immobilisation sur des particules de S élémentaire. Idéalement, les bactéries nitrifiantes devraient être immobilisées sur des particules de calcaire.

Dû à des contraintes de personnel et de budget, la faisabilité technique de la nitrification avec immobilisation sur lit de calcaire seulement sera évaluée dans le cadre de cette recherche.

## CHAPITRE 6

### OBJECTIFS

Évaluer la faisabilité technique d'un procédé de nitrification biologique sur lit de calcaire pour l'enlèvement de l'ammoniaque présent dans l'eau minière.

#### *Objectifs spécifiques:*

- 1) Comparer la capacité de traitement de la nitrification sur lit de calcaire à la nitrification sur lit de sable où un apport extérieur de sources carbonées inorganiques est requis.
- 2) Déterminer, si nécessaire, les conditions d'opération requises pour que la capacité du réacteur sur lit de calcaire soit équivalente à celle du réacteur sur lit de sable.
- 3) Déterminer le taux de consommation du substrat ( $\text{CaCO}_3$ ) contenu dans le lit pour estimer son taux de remplacement.

## CHAPITRE 7

### MATÉRIEL & MÉTHODES

#### 7.1 Solution d'alimentation et amendement

11 m<sup>3</sup> d'eau minière provenant de la mine Holloway a été livré au CTN. Les caractéristiques de l'eau minière telle que reçue sont décrites dans le Tableau 7.1. Les caractéristiques plus détaillées sont dans l'Annexe C.

Tableau 7.1 Caractérisation de l'eau minière d'Holloway

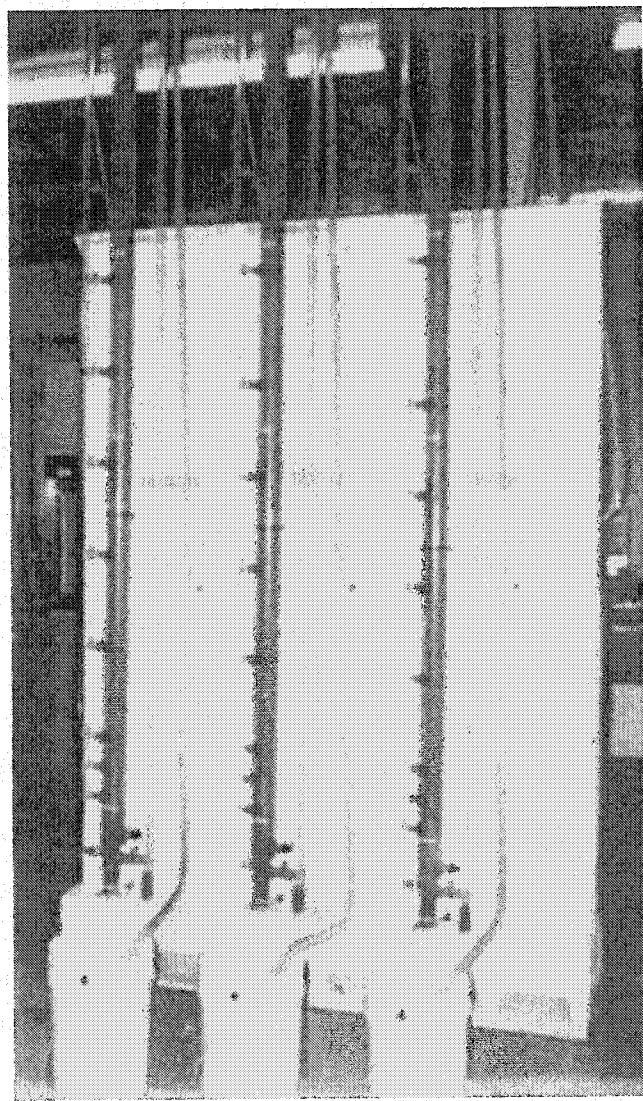
Paramètre	Unités	Concentration
pH	-	7.1
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	mg N/L	17
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	mg N/L	3.92
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	mg N/L	65.7
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	mg/L	226
PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	mg/L	0.05
TSS	mg/L	37
TOC	mg/L	5.5
Alcalinité	mg CaCO <sub>3</sub> /L	70
Dureté	mg CaCO <sub>3</sub> /L	352.3
Al	mg/L	< 0.2
Cu	mg/L	< 0.02
Fe	mg/L	0.72
Sr	mg/L	3.78
Zn	mg/L	0.19

Afin de maintenir les conditions d'expérimentation semblables à celles d'une étude pilote précédente (St-Germain et Shink, 1996), l'eau a été amendée avec du  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  pour obtenir une concentration en  $\text{NH}_4^+ \text{-N}$  de 50 mg/L.

La solution d'alimentation était préparée en cuvée à chaque 3 ou 4 jours.

L'eau pour C3 était supplémentée avec 0.672 g/L de  $\text{NaHCO}_3$  et 0.073 g/L de  $\text{K}_2\text{HPO}_4$ , le pH était ensuite ajusté à 8.0 – 8.1 avec du NaOH. Pour C1 et C2, l'eau minière était supplémentée avec 0.073 g/L de  $\text{K}_2\text{HPO}_4$  seulement et le pH ajusté à 8.0 -8.1 avec du NaOH. Dans le test #2 (tableau 7.8), l'optimisation du  $\text{PO}_4$  s'est faite avec de l'acide phosphorique. Pour le test #4 (tableau 7.8), l'eau minière a aussi été amendée avec 200 mg/L de  $\text{NaHCO}_3$ .

## 7.2 Montage expérimental



**Figure 7.1 Montage expérimental**

Le montage consistait en 3 colonnes de PVC de 4 m de haut et de 4 cm de diamètre interne, opérées en parallèle, Figure 7.1. Les colonnes ont été remplies avec le matériau immobilisant, comme spécifié dans le Tableau 7.2, pour obtenir une hauteur de lit de 2 m. Deux des colonnes étaient pourvues d'une ceinture d'eau pour les tests à température plus basse et toutes les colonnes étaient pourvues de ports d'échantillonnage à tous les 30 cm pour faire des mesures de profil de concentration. Chaque colonne était pourvue d'une tête de perte de charge qui consiste en une colonne d'eau placée avant le réacteur (voir Figure 7.2). La fonction de cette colonne d'eau était de mesurer l'augmentation de la résistance à travers le lit où une augmentation de la résistance se traduit par une augmentation du niveau d'eau. Une description détaillée des colonnes peut être trouvée en Annexe B.

**Tableau 7.2 Conditions testées par chaque réacteur**

Réacteur	Définition	Température	Média	Source carbonée
C1	Evaluer la capacité en absence et/ou en présence d'un apport externe de carbone	10°C	Calcaire	Média (calcaire)
C2	Déterminer le taux de consommation du substrat	20°C	Calcaire	Média (calcaire)
C3	TÉMOIN	10°C	Sable	NaHCO <sub>3</sub>

Les colonnes étaient opérées à courant ascendant où le débit était contrôlé par une pompe péristaltique (Masterflex, 1-100 rpm). La solution d'alimentation passait par la tête de perte de charge avant de remonter le long de la colonne et être déchargée dans une chaudière de 20 L avant la décharge finale, Figure 7.2.

L'aération des colonnes était assurée par une entrée d'air au bas de la colonne contrôlée à l'aide d'un débitmètre. Lors de l'aération discontinue, les séquences en marche et en arrêt étaient contrôlées de façon automatique par 2 minuteurs. Un minuteur contrôlait le temps en marche et l'autre le temps en arrêt.

Les colonnes 1 et 3 étaient maintenues à 10°C par un bain refroidisseur (Haake GH) couplé à une pompe externe pour circuler l'eau froide dans la ceinture d'eau de la colonne. Aux températures ambiantes plus élevées (25°C), il a été nécessaire de refroidir la solution d'alimentation. Avant d'être acheminée aux colonnes, la solution était refroidie en étant maintenue dans une chaudière de 25 L où était immergé un tube à travers lequel était recirculée l'eau froide du bain refroidissant (Haake GH).

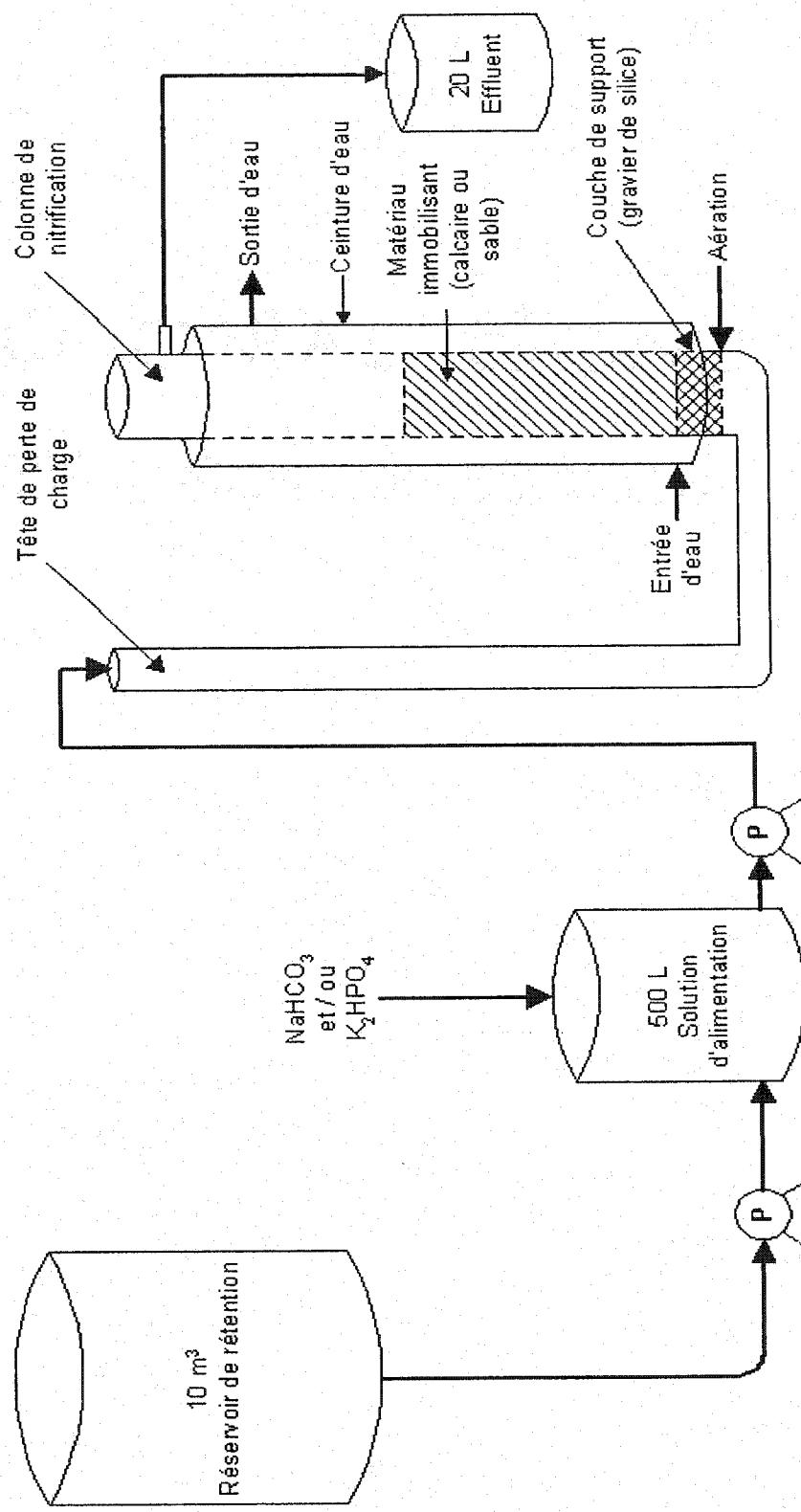


Figure 7.2 Schéma de procédé

### 7.3 Caractérisation du matériau immobilisant

Le calcaire (« marble chips ») utilisé pour cette étude a été obtenu chez Fisher Scientific et était à 99.9% pur. Il a été broyé avec un broyeur à tiges fabriqué à l'interne. Il a été tamisé en trois fractions avec des tamis de 1.2-1.4 mm, 1.4-2.0 mm et 2.0-4.75 mm, les trois fractions ont par la suite été combinées. Le matériel résultant a été séparé également entre C1 et C2.

Le sable, obtenu chez Daubois à Montréal, était le même que celui utilisé pour les filtres à sable que l'on peut obtenir aux granulométries désirées.

Les caractéristiques sont données dans l'Annexe D.1. Les fines ont été lavées par lavage à contre-courant après que le matériel ait été placé dans chaque colonne. Le matériau immobilisant de chaque colonne a été caractérisé pour ses propriétés physiques, chimiques et hydrauliques. Les caractéristiques physiques sont décrites dans le Tableau 7.3.

**Tableau 7.3 Caractérisation physique**

Paramètre	C1	C2	C3
<b>Matériau</b>	Calcaire	Calcaire	Sable de silice
<b><math>d_{moyen}</math> (mm)</b>	2.4	3.0	2.4
<b><math>d_{10}</math> (mm)</b>	1.5	1.7	1.5
<b>Densité (g/mL)</b>	1.38	1.41	1.50
<b>Porosité (%)</b>	41.5	43.5	37.5

Le  $d_{moyen}$  et  $d_{10}$  a été déterminé par tamisage. Une description plus détaillée des fractions granulométriques se trouve dans l'Annexe D.1. La densité est basée sur le poids total divisé par le volume total du média déposé dans la colonne. La porosité a été déterminée en mesurant le volume d'eau requis pour remplir les vides de 200 mL de matériau dans un cylindre gradué de 250 mL.

Les caractéristiques chimiques sont données dans le Tableau 7.4. Après dissolution du matériau par micro-ondes, les éléments ont été analysés par ICP. La caractérisation plus détaillée des matériaux se trouve dans l'Annexe D.2.

**Tableau 7.4 Caractérisation chimique**

Élément	Concentration (mg/kg)	
	Calcaire	Sable de silice
Al	14610	971,0
Ca	192200	145,9
Cr	18,76	164,5
Fe	5058	1870
K	14780	< 326,4
Mg	50620	40,53
Mn	533,4	10,13
Na	5002	95,37
S	1740	< 32,64
Si	104900	416700
Zn	327,7	7,14

La caractérisation hydraulique de chaque colonne est décrite dans le Tableau 7.5. Le volume de vides a été mesuré suivant la méthode décrite plus haut, pour les détails du calcul, voir l'Annexe D.3. A la fin des tests, les matériaux ont été analysés pour le contenu en carbone total, carbone organique et carbone inorganique. Après avoir pulvérisé les échantillons, le carbone total a été déterminé avec un Leco CR 12 Carbon Analyzer selon la méthode décrite dans ASTM D5373 et ASTM D5291(1997). Le carbonate a été déterminé en utilisant un UIC/Coulometrics System 140 Carbonate Carbon Analyzer. Les échantillons ont été préparé selon la méthode décrite

dans ASTM D513-92B (1997). Le carbone organique total a été déterminé par différence entre le carbone total et le carbone inorganique total.

**Tableau 7.5 Caractérisation hydraulique**

Paramètre	Unités	C1	C2	C3
Hauteur de lit				
Couche particulière	cm	23.5	18.4	25.7
Couche fine	cm	182.9	182.9	182.9
Total	cm	206.4	201.3	208.6
Volume de vides *	mL	1116	1200	1031
Volume de lit vide	mL	3250	3170	3285
Temps de rétention modal (tableau 7.6)	min	245 (Q= 14 mL/min)	175 (Q = 18 mL/min)	170 (Q = 20 mL/min)

\* voir Annexe D.3

Le temps de rétention et le type d'écoulement a été vérifié par un test de traceur avec le NaCl (solution de 0.85%), injecté en pulse et suivi en mesurant la conductivité. Les résultats sont décrits pour les trois colonnes dans les Figures D4.2 à D4.7 en Annexe D.4. Les temps de rétention obtenus et les paramètres de mesure de l'efficacité hydraulique ont été résumés dans les Tableaux 7.6 et 7.7, respectivement.

Tableau 7.6 Temps de rétention mesurés

Colonne	Débit (mL/min)	Temps de rétention (min)					
		théorique (t)	modal (t <sub>m</sub> )	médian (t <sub>50</sub> )	initial (t <sub>i</sub> )	t <sub>10</sub>	t <sub>90</sub>
C1	14	312	245	250	25	160	400
C2	18	255	175	190	75	130	280
C3	20	213	170	185	60	125	280

N.B. : les définitions pour les différents temps de rétention sont en Annexe D.4.

Les temps de rétention mesurés ( $t_m$  et  $t_{90}$ ) indiquent un temps de rétention légèrement en-deçà du temps de rétention théorique. On peut aussi observer que C1 s'est comportée différemment de C2 et C3. Le premier temps de détection du traceur ( $t_i$ ) était nettement inférieur pour C1 (25 min) que C2 et C3 (75 et 60 min) alors que le temps de rétention pour 90% de la solution ( $t_{90}$ ) était nettement supérieur pour C1 (400 min) que pour C2 et C3 (280 min). Cette différence s'explique par une fuite de 26 mL/jour détectée de la colonne vers la ceinture d'eau pour C1.

Tableau 7.7 Mesure de l'efficacité hydraulique des colonnes

Colonne	Indice de dispersion ( $I_m$ )	Indice du degré de mélange	Efficacité hydraulique
C1	2.5	0.08	0.79
C2	2.2	0.29	0.69
C3	2.2	0.28	0.80

N.B. : les définitions pour les différents paramètres sont en Annexe D.4.

L'indice de dispersion est un paramètre de mesure du comportement hydraulique d'un réacteur ou d'un bassin. Il est de 1.0 pour un écoulement piston parfait et de 21.9 pour un réacteur complètement mélangé idéal (Droste, 1997). Bien que l'indice de dispersion pour C1, C2 et C3 indique un écoulement se rapprochant de l'écoulement piston, le niveau de dispersion était quand même plus grand que pour un écoulement piston parfait. Un autre paramètre de mesure est le degré de mélange. Il est de 0 pour un mélange parfait et de 1.0 pour un écoulement piston parfait (Droste, 1997).

L'indice de degré de mélange pour C1, C2 et C3 démontre un mélange dans l'écoulement. Le fait que les colonnes étaient aérées a certainement contribué au degré de mélange observé. De plus, le degré de mélange était

nettement plus important pour C1 (0.08) que C2 et C3 (0.3). La plus grande dispersion et le plus grand mélange observés pour C1 comparativement à C2 et C3 témoignent de la fuite détectée pour C1. L'efficacité hydraulique démontre que 69% à 80% du volume était utilisé dans les colonnes.

#### 7.4 Démarrage et enlèvement de l'excès de biomasse

Les colonnes ont été inoculées avec des bactéries nitrifiantes obtenues d'une formule commerciale (Nitri-Bacta,  $10^{11}$  cellules/mL, Aquarecherche Ltd.); l'inoculum était de 10% du volume de vides de la colonne. Pour les 3 colonnes, la solution a été amendée avec du  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  pour obtenir une concentration de 100 mg/L, avec du  $\text{K}_2\text{HPO}_4$  pour obtenir une concentration de 73 mg/L et le pH ajusté à 8.0-8.2 avec du NaOH. Pour la colonne 3 seulement, l'alcalinité a été augmentée à 1000 mg/L avec du  $\text{NaHCO}_3$  comme source de C inorganique. La solution était maintenue en recirculation jusqu'à ce que les concentrations de  $\text{NH}_4^+ \text{-N}$  et de  $\text{NO}_2^- \text{-N}$  soient réduites sous 1 mg N/L.

L'enlèvement de la biomasse, lorsque applicable, se faisait par lavage à contre-courant selon la séquence suivante :

Air à 5 L/min pendant 1 minute

Air à 5 L/min et effluent à 1.4 L/min pendant 3 minutes

Effluent à 1.4 L/min pendant 3 minutes

La durée de chaque étape pouvait varier, jusqu'à un maximum de 10 minutes pour le lavage au complet, selon la facilité avec laquelle la biomasse pouvait être dégagée.

### 7.5 Description des tests

Les trois colonnes ont été opérées en parallèle pour déterminer l'efficacité de traitement en présence d'un lit de calcaire par rapport à l'ajout externe de carbonate. C3 était la colonne témoin où les conditions étaient les mêmes que celles de l'étude pilote précédente i.e. un lit de sable et un apport externe de carbonate, température de 10°C et  $[\text{NH}_4^+ \text{-N}]$  de 50 mg N/L (St-Germain et Shink, 1996). C1 a servi à vérifier si l'apport externe de carbonate pouvait être remplacé par l'utilisation d'un lit de calcaire au lieu du sable. C2 a servi à déterminer le taux de consommation d'un lit de calcaire.

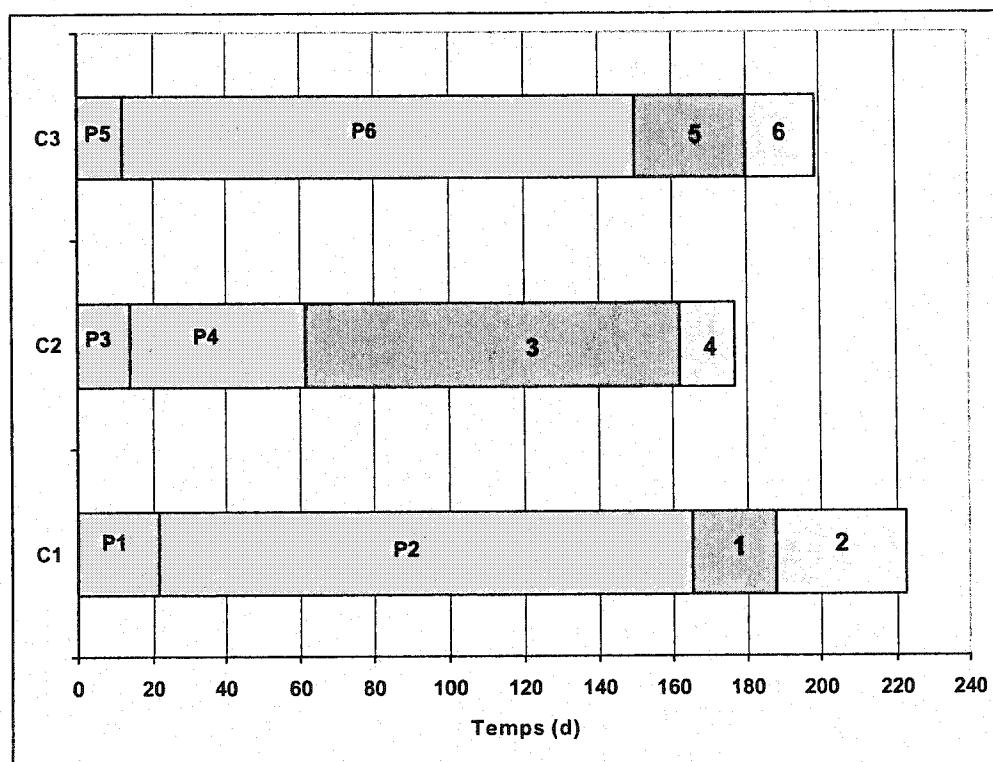
Les conditions des tests sont résumées dans le Tableau 7.8

**Tableau 7.8 Chronologie des tests réalisés avec chaque colonne**

Colonne	Jour d'expérimentation (dates)	Test #	Spécifications
C1	<b>0-22</b>	P1	Recirculation
	<b>23-166</b> (97/12/05 au 98/04/27)	P2	Optimisation du débit et de la concentration à 20°C
	<b>167-190</b> (98/04/29 au 98/05/22)	1	10°C, 16 mL/min, 50 mg/L
	<b>191-226</b> (98/05/26 au 98/06/30)	2	Vérification avec l'eau telle que reçue, 10°C, 60 mL/min, 15 mg/L NH <sub>4</sub> -N, optimisation du PO <sub>4</sub>
C2	<b>0-14</b> (97/12/07 au 97/12/21)	P3	Recirculation
	<b>15-63</b> (97/12/22 au 98/02/08)	P4	Optimisation du débit et de la concentration à 20°C
	<b>64-164</b> (98/02/09 au 98/05/20)	3	Taux de consommation du substrat, 20°C, 20 mL/min, 50 mg/L NH <sub>4</sub> -N
	<b>165-180</b> (98/05/21 au 98/06/05)	4	Effet de l'ajout de NaHCO <sub>3</sub> dans la solution d'alimentation (200 mg/L)
C3	<b>0-12</b> (97/11/20 au 97/12/02)	P5	Recirculation
	<b>13-151</b> (97/12/03 au 98/04/20)	P6	Optimisation du débit et de la concentration à 20°C
	<b>152-182</b>	5	10°C, 20 mL/min, 50 mg/L
	<b>183-202</b>	6	Sans phosphate, 16 mL/min, 50 mg/L NH <sub>4</sub> -N et 10°C.

N.B. : P1 à P6 sont des tests préliminaires

Afin d'avoir une meilleure vue d'ensemble de la durée impliquée pour chaque période (recirculation, optimisation, tests), les différentes étapes ont été représentées par rapport à la durée totale de l'étude dans la Figure 7.3. Chaque étape dans la figure porte la même identification que celle donnée dans le tableau 7.8 à la colonne du numéro de test.



**Figure 7.3 Représentation graphique de la durée des tests pour chaque colonne**

## 7.6 Description des méthodes d'analyse

L'oxygène dissous (OD), le pH, l'alcalinité, le  $\text{NO}_3^-$ -N, le  $\text{NO}_2^-$ -N, le  $\text{NH}_4^+$ -N, le  $\text{PO}_4^{2-}$ -P et la turbidité ont été mesurés en laboratoire. Les mesures d'OD ont été prises en utilisant une électrode polarographique connectée à un oxymètre Orion (modèle 820). Le pH a été mesuré à l'aide d'une sonde Cole-Parmer connectée à un multimètre de type Orion (modèle 290A). L'alcalinité a été déterminée par titrage d'un échantillon de 50 mL avec de l'acide sulfurique 0.1 N jusqu'à l'obtention d'un pH de 4.5. Les résultats ont été rapportés en tant qu'équivalent  $\text{CaCO}_3$ . Pour ces mesures les échantillons étaient filtrés à l'aide de filtres Millipore 0.45  $\mu\text{m}$ . Le  $\text{NO}_3^-$ -N et le  $\text{NH}_4^+$ -N ont été mesurés avec des sondes ioniques sélectives de Hach appropriées sur des échantillons tamponnés avec des ajusteurs fortement ioniques, reliées à des multimètres Orion (modèle 290A). Le  $\text{NO}_2^-$ -N a été déterminé en utilisant un colorimètre DR-700 Hach avec procédure intégrée. Le phosphate a été suivi à l'aide d'un kit de Hach et la turbidité a été suivie en utilisant le turbidimètre Hach (modèle 2100P).

### 7.6.1 Laboratoire externe

Le  $\text{NH}_4^+$  a été analysé sur des échantillons de 150 mL acidifié avec du HCl à un pH de moins de 2 par colorimétrie-spectrophotométrie robotisée suivant la méthode 4500-NH3B, D et H (Standard Methods, 1989). Le  $\text{NO}_2^-$  et le  $\text{NO}_3^-$  ont été analysés par chromatographie ionique sur des échantillons de 50 mL congelés. Le  $\text{SO}_4^{2-}$  a été analysé par chromatographie ionique sur des échantillons de 20 mL acidifié avec 3% HCl. Les métaux et le P ont été analysés par ICP-MS sur des échantillons de 20 mL acidifiés avec 3% HCl.

Le  $\text{PO}_4^{2-}$  a été analysé par colorimétrie – spectrophotomètre robotisée sur des échantillons de 150 mL acidifiés à un pH inférieur à 2 avec du  $\text{H}_2\text{SO}_4$  selon la méthode 4500-BE (Standard Methods, 1989). La DBO<sub>5</sub> et les MVES ont été analysés sur des échantillons de 1000 mL préservés à 10°C selon les méthodes 5210-B et 2540-E, respectivement (Standard Methods, 1989). Les MES ont été analysés sur des échantillons de 250 mL préservés à 10°C selon la méthode 2540-D (Standard Methods, 1989). Le COT a été analysé sur des échantillons de 100 mL acidifiés à un pH de moins de 2 avec du HCl selon la méthode 5310-B (Standard Methods, 1989). Le CIT a été analysé sur des échantillons de 100 mL préservé à 10°C selon la méthode 5310-B (Standard Methods, 1989) et par différence entre le carbone total et le COT.

Les détails des tests de toxicité avec la truite arc-en-ciel (96 heures) et *Daphnia magna* (48 heures) se trouvent dans l'Annexe I.

### 7.6.2 Assurance qualité/Contrôle de qualité

La procédure a consisté à mesurer des standards pour le  $\text{NO}_2^-$ , le  $\text{NO}_3^-$  et le  $\text{NH}_4^+$ . Environ 10% des échantillons envoyés au laboratoire ont été ajustés pour une concentration spécifique. Des duplicates et des solutions étalons ont aussi été envoyés.

Pour les données de  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$  et  $\text{NO}_3^-$  obtenues à l'interne, un facteur de correction, obtenu lors d'une étude précédente (St-Germain et Shink, 1996) et décrit dans le Tableau 7.9 a été appliqué. Lors de l'étude pilote précédente, une étude comparative de la précision et de la récupération des sondes ioniques utilisées avait été faite pour les eaux minières testées. A des limites de détection de 0.3 et 1 mg N/L pour la sonde d'ammoniaque et la sonde de nitrate, respectivement, la précision n'était jamais moins de 12% pour toutes les plages de valeurs où la plus grande précision (2-5%) a été observée à la plage de hautes concentrations (100-200 mg/L). L'étude assurance qualité/contrôle de qualité a démontré que la précision était suffisamment bonne pour utiliser les sondes ioniques pour l'opération au jour le jour de l'usine pilote. La corrélation entre ces données et les analyses par

chromatographie ionique a résulté en les équations décrites dans le Tableau 7.9.

**Tableau 7.9 Facteur de correction**

Ion	Formule	
	Solution d'alimentation (> 5 mg/L)	Effluent (< 5 mg/L)
$\text{NH}_4^+ \text{-N}$	0.932 (labo) - 2.775	0.898 (labo) + 0.138
$\text{NO}_2^- \text{-N}$	0.765 (labo) - 2.759	0.729 (labo) - 0.521
$\text{NO}_3^- \text{-N}$	0.839 (labo)	0.1 (labo)

A moins que ce ne soit spécifié autrement, les valeurs corrigées sont rapportées dans le texte.

## CHAPITRE 8

### RÉSULTATS

Les résultats sont divisés en trois sections: la comparaison du lit de calcaire au lit de sable, le taux de consommation du calcaire dans le lit de calcaire et les paramètres d'opération.

#### 8.1 Comparaison entre le calcaire et le sable comme milieu immobilisant pour la nitrification

Dans un premier temps, le comportement de chaque réacteur pendant l'expérimentation est discuté, ensuite le taux d'enlèvement de l'ammoniaque est évalué pour être ensuite comparé à ceux obtenus lors d'une étude précédente. Finalement le paramètre limitant pour le lit de calcaire et les profils de concentration obtenus pour chaque réacteur sont discutés.

##### 8.1.1 Évaluation du comportement de chaque réacteur pendant l'expérimentation

Les changements dans la concentration de  $\text{NH}_4^+ \text{-N}$  et de  $\text{NO}_2^- \text{-N}$  dans la solution d'alimentation et l'effluent pour différents débits et températures pour

les colonnes C1, C2 et C3 sont présentés dans les Figures 8.1, 8.2 et 8.3, respectivement.

Le débit de la solution d'alimentation et l'aération étaient ajustés pour obtenir une concentration en  $\text{NH}_4^+$ -N et en  $\text{NO}_2^-$ -N de moins de 1 mg N/L à l'effluent pour une concentration en  $\text{NH}_4^+$ -N dans la solution d'alimentation équivalente à 50 mg N/L. Les conditions testées par chaque colonne sont décrites dans le Tableau 7.2.

La Figure 8.1 illustre qu'une fois l'état d'équilibre établi, le lit de calcaire pouvait supporter une activité nitrifiante suffisamment intense pour obtenir à l'effluent des concentrations en  $\text{NH}_4^+$ -N et en  $\text{NO}_2^-$ -N de moins de 1 mg N/L pour une concentration moyenne dans la solution d'alimentation de 45 mg N/L  $\text{NH}_4^+$ -N. Ces résultats ont été obtenus pour une température de 10°C et un débit de 16 mL/min où le lit de calcaire lui-même servait de source de C. Il est de plus à noter qu'en tout temps la concentration de  $\text{NO}_2^-$ -N à l'effluent a été mesurée à la limite de détection, et ce, même à l'état de non-équilibre, tel que démontré par des concentrations en  $\text{NH}_4^+$ -N de plus de 1 mg N/L, et en présence de pointes de  $\text{NO}_2^-$ -N dans la solution d'alimentation à près de 7 mg N/L correspondant à des cuvettes fraîchement préparées de la solution d'alimentation.

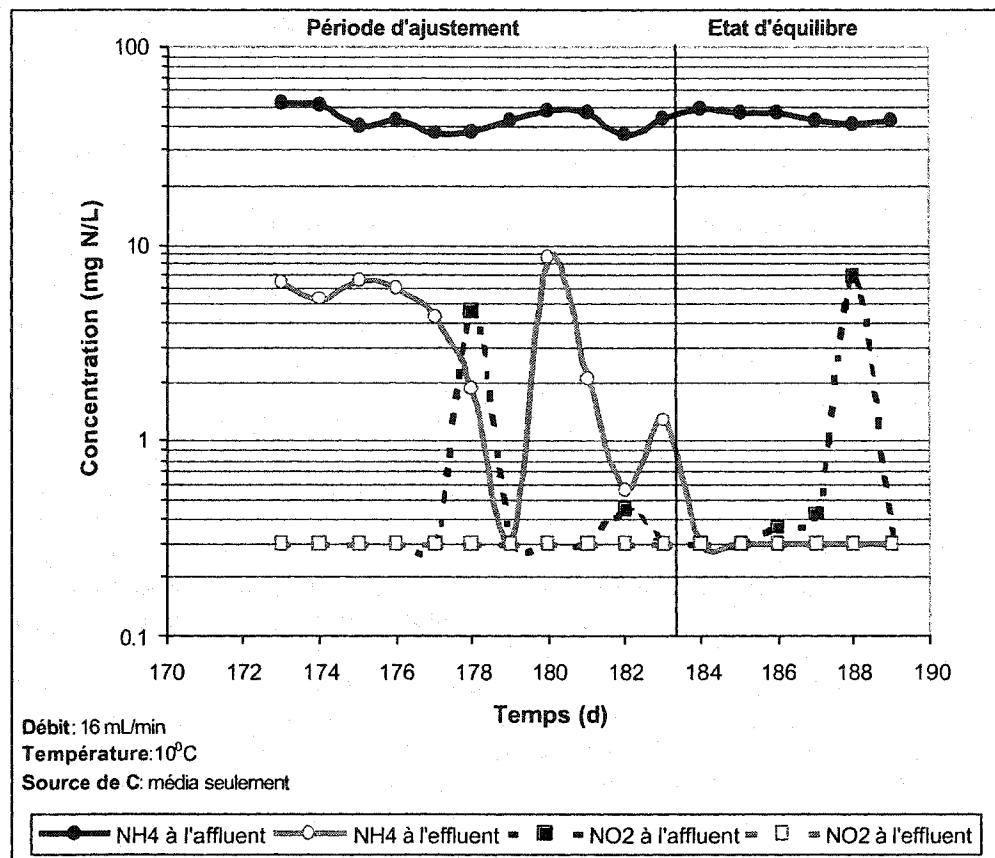
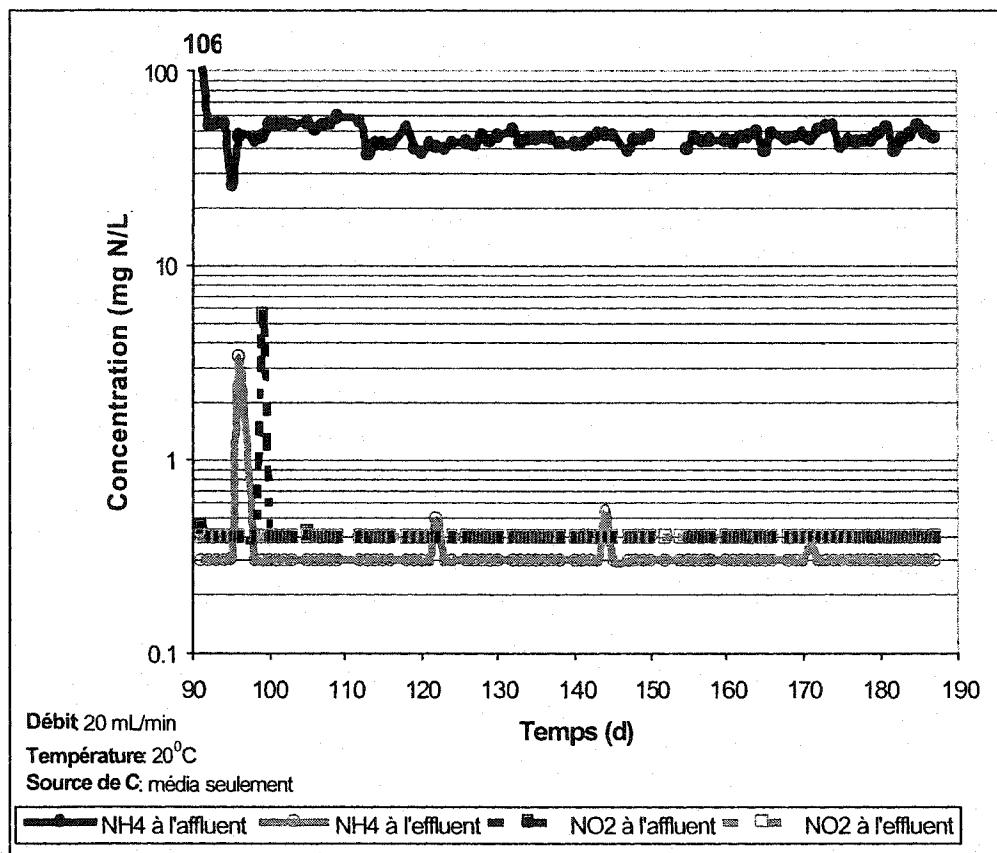


Figure 8.1 Changements dans la concentration de  $\text{NH}_4^+$  et de  $\text{NO}_2^-$  pour C1

L'évolution du  $\text{NH}_4^+$ -N et du  $\text{NO}_2^-$ -N pour la colonne C2 est présentée dans la Figure 8.2. Bien que le but du test avec la colonne C2 était d'évaluer le taux de consommation du substrat, les résultats sont néanmoins présentés car ils permettent d'évaluer la stabilité du réacteur car les conditions d'opération sont demeurées constantes pendant près de quatre mois.



**Figure 8.2 Changements dans la concentration de  $\text{NH}_4^+$  et de  $\text{NO}_2^-$  pour C2**

On peut observer que les concentrations de  $\text{NH}_4^+$ -N et de  $\text{NO}_2^-$ -N à l'effluent sont demeurées à moins de 1 mg N/L pendant toute la durée du test pour un débit de 20 mL/min, une température de 20°C et une concentration moyenne en  $\text{NH}_4^+$ -N de 47.3 mg N/L dans la solution d'alimentation. Comme pour la colonne C1, l'on peut voir que le  $\text{NO}_2^-$ -N est demeuré constamment à la

limite de détection même en présence d'une pointe de  $\text{NO}_2^-$ -N de 6 mg N/L dans la solution d'alimentation au 100<sup>e</sup> jour d'expérimentation.

L'évolution du  $\text{NH}_4^+$ -N et du  $\text{NO}_2^-$ -N pour la colonne C3 est présentée dans la Figure 8.3. La colonne C3 est le test témoin avec immobilisation sur lit de sable et ajout de  $\text{NaHCO}_3$  comme apport de C. On peut observer sur la Figure 8.3 que le fait de baisser la température de 20 à 10°C a eu un effet marqué sur les bactéries nitratantes qui convertissent le  $\text{NO}_2^-$  en  $\text{NO}_3^-$ . En effet, alors qu'à 20°C la concentration en  $\text{NO}_2^-$ -N était en deçà de 1 mg N/L, elle a augmenté à 20 mg N/L avec la baisse de température à 10°C. Une concentration en  $\text{NO}_2^-$ -N à l'effluent de moins de 1 mg N/L a pu de nouveau être obtenu après 14 jours et une réduction du débit de 20 à 18 mL/min. Cependant, il a fallu faire un lavage à contre-courant le lendemain, tel qu'indiqué par les mesures de pertes de charge (discuté plus en détail dans la section 8.3.2). L'enlèvement de la biomasse a résulté en une baisse d'efficacité pour l'enlèvement du  $\text{NH}_4^+$  et du  $\text{NO}_2^-$ . Les concentrations en  $\text{NH}_4^+$ -N et en  $\text{NO}_2^-$ -N mesurées le lendemain du lavage à contre-courant étaient d'environ 15 mg N/L pour chacun des composés. Il a fallu 8 jours pour rétablir le niveau de  $\text{NH}_4^+$ -N à moins de 1 mg N/L tandis que le niveau de  $\text{NO}_2^-$ -N était toujours à 6 mg N/L au moment du lavage à contre-courant.

subsequent, 14 jours après le premier, et ce malgré le fait que le débit ait été réduit de 18 à 16 mL/min.

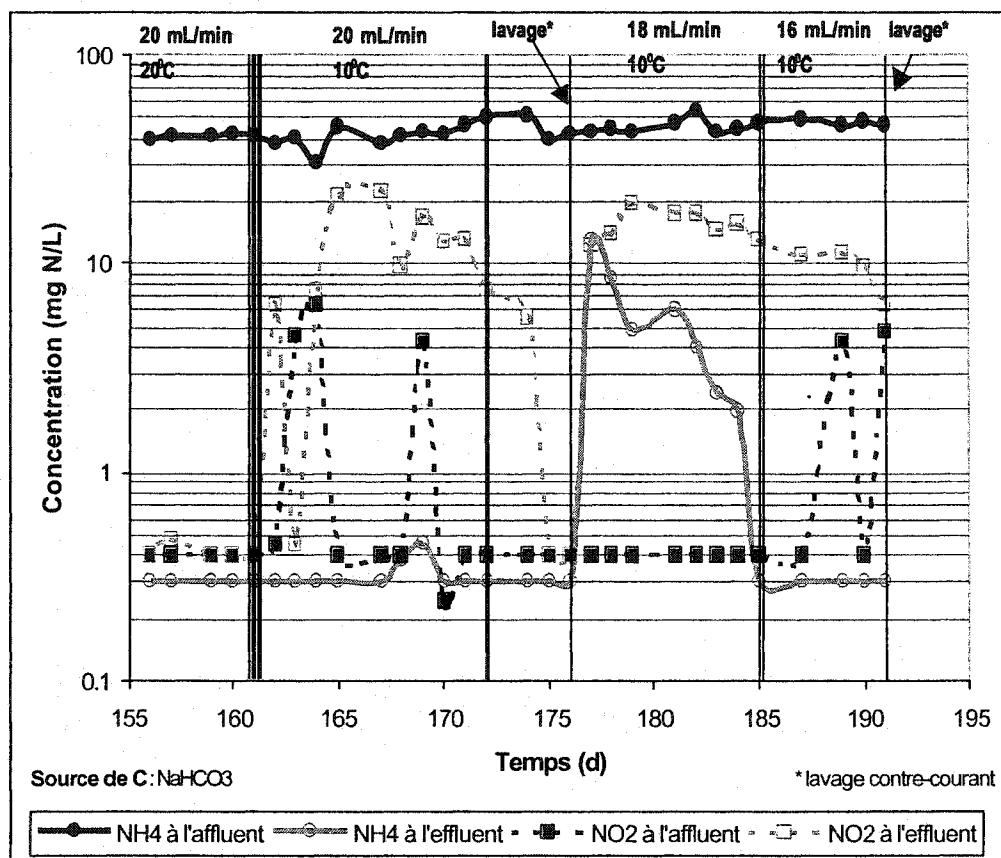


Figure 8.3 Changements dans la concentration de  $\text{NH}_4^+$  et de  $\text{NO}_2^-$  pour C3

La Figure 8.3 démontre les limites du lit de sable pour la nitrification: 1) la population de bactéries nitratantes est beaucoup moins stable qu'avec un lit de calcaire, tel qu'observé par les résurgences de  $\text{NO}_2^-$ -N pour la colonne C3

mais non pour les colonnes C1 et C2, et 2) contrairement au lit de calcaire, le lit de sable nécessite des lavages à contre-courant périodiques pour l'enlèvement de l'excès de biomasse. Ces lavages affectent l'efficacité de la nitrification où la conversion du  $\text{NO}_2^-$  en  $\text{NO}_3^-$  est le facteur limitant.

### 8.1.2 Taux d'enlèvement de l'ammoniaque

Les taux de réduction de  $\text{NH}_4^+$  et de  $\text{NO}_2^-$  sous forme d'azote total obtenus pour chaque réacteur sont présentés dans le Tableau 8.1. Les taux de réduction sont présentés sous trois formes: i) l'enlèvement net, ii) % de la concentration initiale et iii) l'enlèvement volumique.

L'enlèvement volumique a été comptabilisé de deux façons: 1) taux volumique global: basé sur la charge enlevée pour le volume total de lit vide, tel que décrit dans l'équation 8 et 2) taux volumique de profil: basé sur l'application de l'équation 8 selon le profil de concentration de la colonne (les détails de ces calculs sont présentés dans l'Annexe E). Le profil de concentration consiste à mesurer la concentration à différentes hauteurs dans la colonne.

$$\text{concentration (g/L)} * \text{débit (L/h)} / \text{volume de lit vide (m}^3\text{)} \quad (8)$$

**Tableau 8.1 Taux d'enlèvement de  $(\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-)$ -N pour chaque colonne**

Colonne	Temp. (°C)	Charge Superficielle	Enlèvement de N			
			m/hr (US gpm/ft <sup>2</sup> )	Net	%	Volumique (g/m <sup>3</sup> ·h)
						Global
C1	10	0.84 (0.34)	45.6 ± 2.42	98.7	13 ± 1	26 ± 3
C2	20	1.02 (0.41)	46.5 ± 8.39	98.4	17 ± 2	42 ± 4
C3	10	0.97 (0.40)	32.5 ± 8.80	71.7	11 ± 1	22 ± 2

$A = 0.00114 \text{ m}^2$ ;  $Q = C1, 0.96 \text{ L/h}, C2, 1.16 \text{ L/h}$  et  $C3, 1.11 \text{ L/h}$  pour le taux de profil,  $C1, 0.96 \text{ L/h}$  et  $C2$  et  $C3, 1.14 \text{ L/h}$  pour le taux global

On peut observer dans le Tableau 8.1, l'effet négatif sur la performance de la colonne C3 de l'enlèvement de la biomasse par les lavages à contre-courant. L'azote total moyen dans l'effluent de la colonne C3 était de 12.8 mg N/L (voir tableau E.4), très loin de l'objectif de moins de 1 mg N/L. La réduction n'a été que de 72% de l'apport initial d'azote vs plus de 98% pour les colonnes C1 et C2. Cependant, bien que l'on peut observer que le taux d'enlèvement volumique global sous-estime le niveau d'enlèvement comparativement au taux d'enlèvement volumique de profil, les taux d'enlèvement volumique obtenus pour la colonne C1 et la colonne C3 étaient sensiblement les mêmes.

Le taux d'enlèvement volumique basé sur le profil de concentration de la colonne démontre aussi qu'avec une augmentation de la température de 10 à 20°C, le taux a augmenté de 1.5 fois, de 26 (C1) à 42 g/m<sup>3</sup>·h (C2).

Le débit en terme de charge superficielle appliquée indique que l'utilisation du calcaire comme substrat deviendrait limitant avec une augmentation de la température. En effet, la charge superficielle appliquée pour le calcaire à 20°C (C2) est la même que celle appliquée pour le lit de sable à 10°C (C3). Alors qu'il a été démontré (St-Germain *et al.*, 1994) qu'avec le lit de sable la charge superficielle peut être doublée avec une augmentation de la température de 10 à 20°C.

### 8.1.3 Comparaison du taux d'enlèvement à d'autres études

Les résultats obtenus par la présente étude sont comparés aux résultats d'une étude pilote précédente qui visait à évaluer les performances d'un procédé de nitrification sur lit de sable (colonne C3 de l'étude actuelle). Les résultats sont présentés dans le Tableau 8.3 et les conditions de test sont décrites dans le Tableau 8.2.

Tableau 8.2 Conditions de test pour différentes études

Étude	Test	Eau testée	Média	Température (°C)	Débit (L/h)	Débit spécifique (L/L/h)
Pilote (1994-1995)	Hemlo	Hemlo ([N affluent] = 36 mg/L)	Sable	12	18	0.34
	Holloway	Holloway ([N affluent] = 100 mg/L)		10	6	0.11
Etude actuelle (1997-1998)	C1	Holloway ([N affluent] = 50 mg/L)	Calcaire	10	0.96	0.35
	C2		Calcaire	20	1.16	0.40
	C3		Sable	10	1.11	0.40

Volume de milieu immobilisant = étude pilote, 53 L, C1, 2.76 L, C2, 2.90 L et C3, 2.80 L.

N.B. : le volume de milieu immobilisant inclut la couche fine plus le volume de sable de silice installé pour supporter la couche fine.

On peut observer du Tableau 8.3 que la colonne C3 de l'étude actuelle a obtenu une moins bonne performance qu'avec les tests pilotes. Le taux d'enlèvement volumique de profil obtenu avec la colonne C3 (22 g/m<sup>3</sup>-h) était inférieur d'environ 30% à ceux obtenus par les tests pilotes (32 et 30 g/m<sup>3</sup>-h).

La différence s'explique par le fait qu'aucun lavage à contre-courant pour l'enlèvement de la biomasse n'a été appliqué durant les tests pilotes. Le taux d'enlèvement volumique de profil obtenu avec le lit de calcaire à 10°C pour la colonne C1 était inférieur de 14 à 20% à ceux obtenus pour les tests pilotes pour une même température (26 vs 32 et 30 g/m<sup>3</sup>-h).

**Tableau 8.3 Comparaison des taux d'enlèvement de l'étude actuelle avec une étude pilote précédente**

Etude	Test	Charge superficielle (US gpm/ft <sup>2</sup> )	Enlèvement de N			
			Net (mg/L)	%	Taux volumique (g/m <sup>3</sup> .h)	
					Global	Profil
Pilote (1994-1995)	Hemlo	0.42	35.5	98	13	32
	Holloway	0.14	88.9	95	10	30
Etude actuelle (1997-1998)	C1	0.34	45.6	99	13	26
	C2	0.41	46.5	98	17	42
	C3	0.40	32.5	72	11	22

### 8.1.4 Paramètre limitant pour le lit calcaire

Afin de vérifier si le taux de dissolution du calcaire était le paramètre limitant pour la nitrification, un test où 200 mg/L de  $\text{NaHCO}_3$  était ajouté à la solution d'alimentation a été fait avec la colonne C2. Dans le cas où la dissolution du calcaire est le paramètre limitant pour l'apport de C aux bactéries nitrifiantes, le  $\text{NaHCO}_3$  sera utilisé. Les résultats sont présentés dans la Figure 8.4.

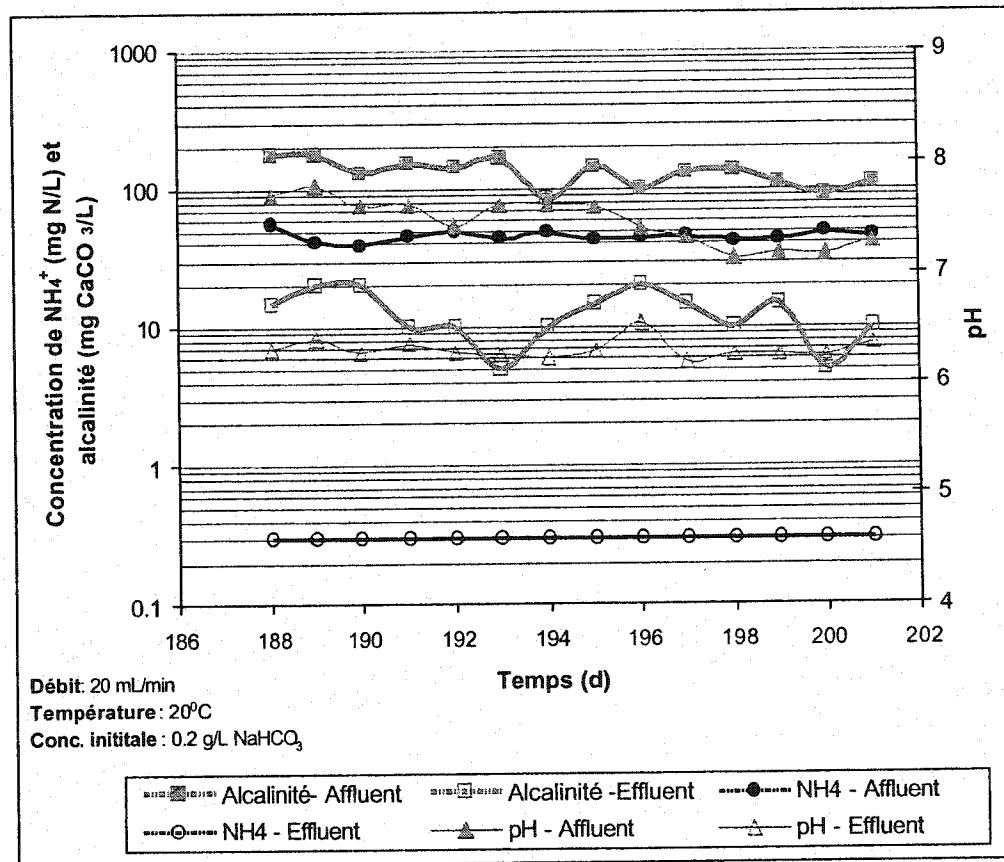


Figure 8.4 Évolution de l'alcalinité, du  $\text{NH}_4^+$  et du pH pour C2

L'alcalinité permet de suivre la consommation de  $\text{NaHCO}_3$ . On peut observer de la Figure 8.4 que le  $\text{NaHCO}_3$  ajouté est consommé puisque l'alcalinité est réduite de 100 à 200 mg/L dans la solution d'alimentation à moins de 20 mg/L dans l'effluent. Donc, il apparaît que la nitrification sur lit de calcaire est limitée par la dissolution du calcaire.

#### 8.1.5 Profil de concentration pour chaque réacteur

Les profils de pH et de concentration pour le  $\text{NH}_4^+$ , le  $\text{NO}_2^-$  et le  $\text{NO}_3^-$  pour chaque colonne sont présentés dans les Figures 8.5, 8.6 et 8.7, respectivement. La Figure 8.5 présente les résultats du jour d'expérimentation 187 pour la colonne C1. Les résultats montrent que 71% du lit est utilisé pour l'enlèvement du  $\text{NH}_4^+$ -N i.e. 1.6 L de volume de lit vide vs un volume total de lit vide de 2.25 L. Le  $\text{NO}_2^-$ -N est très rapidement consommé. La concentration est réduite à moins de 1 mg N/L dans le premier 0.5 L de volume de lit vide où elle demeure tout le long de la colonne. Il n'y aucune accumulation de  $\text{NO}_2^-$ -N. Le profil de pH indique une baisse de 7 à 5 dans le premier 1 L de volume pour ensuite graduellement remonté à 6.6 dans la dernière partie du lit.

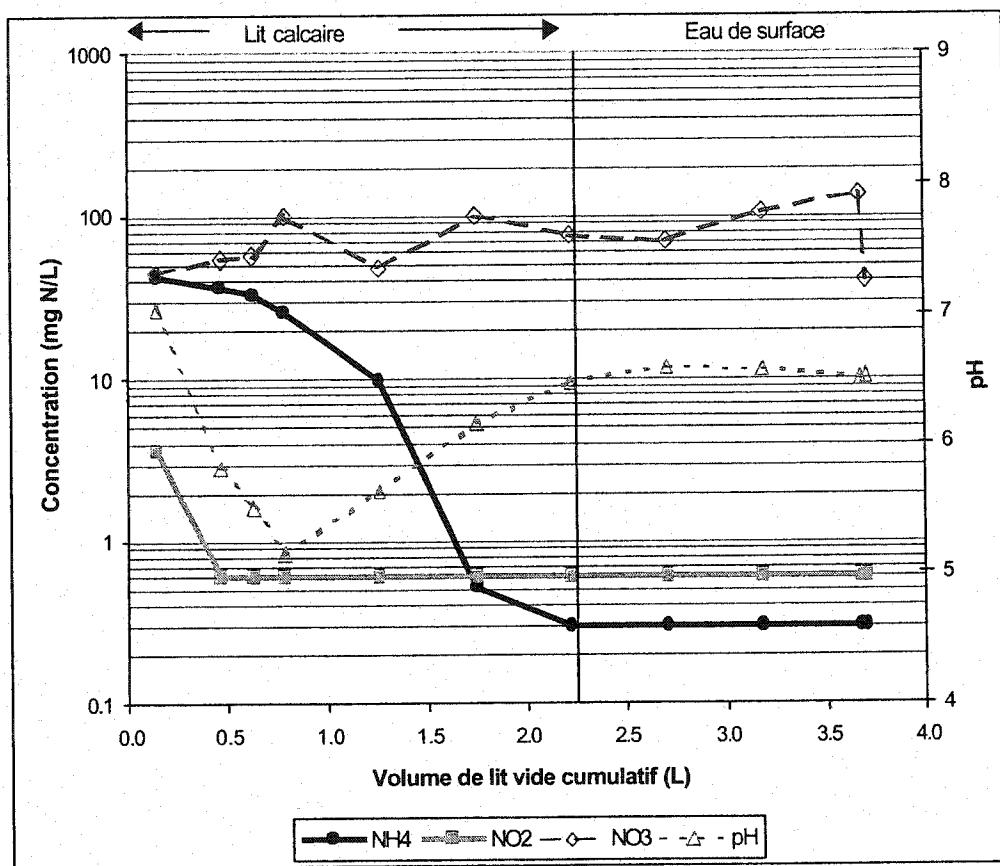
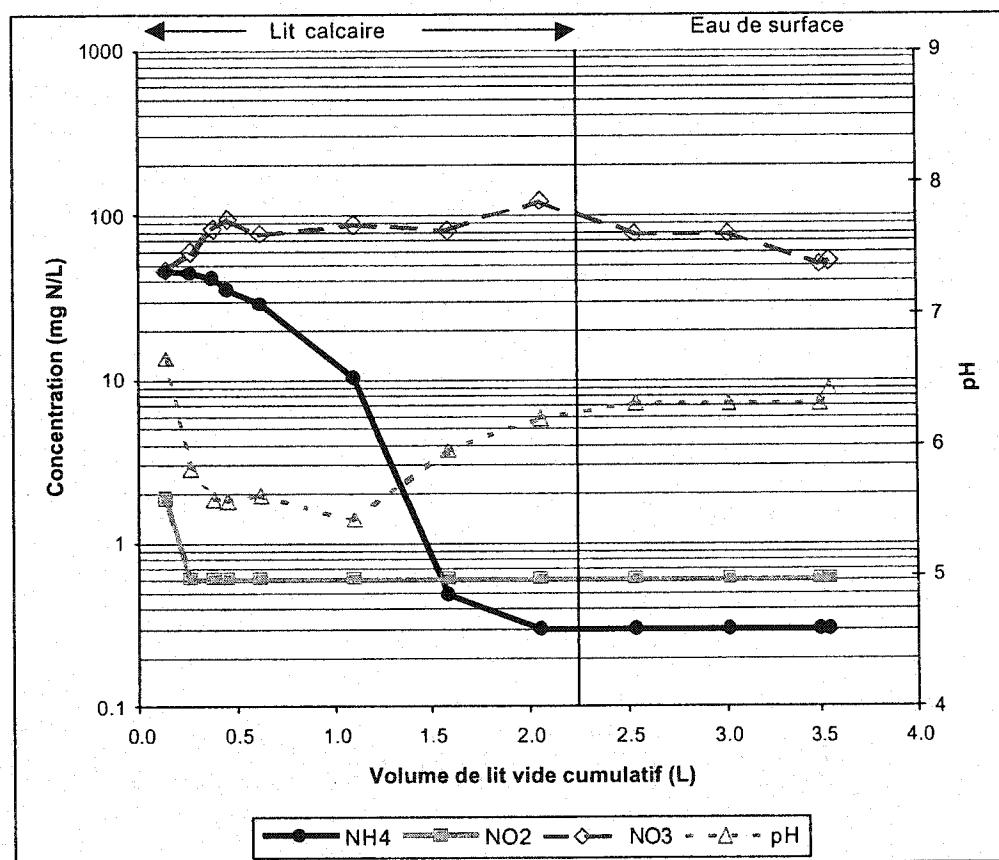


Figure 8.5 Évolution du pH et des concentrations de  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$  et  $\text{NO}_3^-$  à travers C1 au jour 187

Les résultats du jour d'expérimentation 187 pour la colonne C2 sont présentés dans la Figure 8.6. Le même type de profil que pour la colonne C1 a été obtenu pour tous les paramètres. Une réduction graduelle du  $\text{NH}_4^+$ -N sur le premier 1.5 L de volume de lit vide peut être observé. Le  $\text{NO}_2^-$ -N est réduit à moins de 1 mg N/L dans le premier 0.25 L de lit vide. Le pH diminue

de 6.8 à 5.5 dans le premier 1.25 L de lit vide pour ensuite remonter à 6.5 dans le restant du lit.



**Figure 8.6 Évolution du pH et des concentrations de  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$  et  $\text{NO}_3^-$  à travers C2 au jour 187**

Les résultats du jour d'expérimentation 189 pour la colonne C3 sont présentés dans la Figure 8.7. La colonne C3 comme les colonnes C1 et C2 montre une réduction graduelle du  $\text{NH}_4^+$ -N dans le premier 1.5 L de lit vide et une baisse du pH de 8.0 à 7.35 dans le premier 1.25 L de lit vide pour

ensuite remonter à 7.9 dans le reste du lit. La différence entre la colonne C3 et les colonnes C1 et C2 est le profil de  $\text{NO}_2^-$ -N où l'on peut observer une augmentation du  $\text{NO}_2^-$ -N dans le premier litre de lit vide.

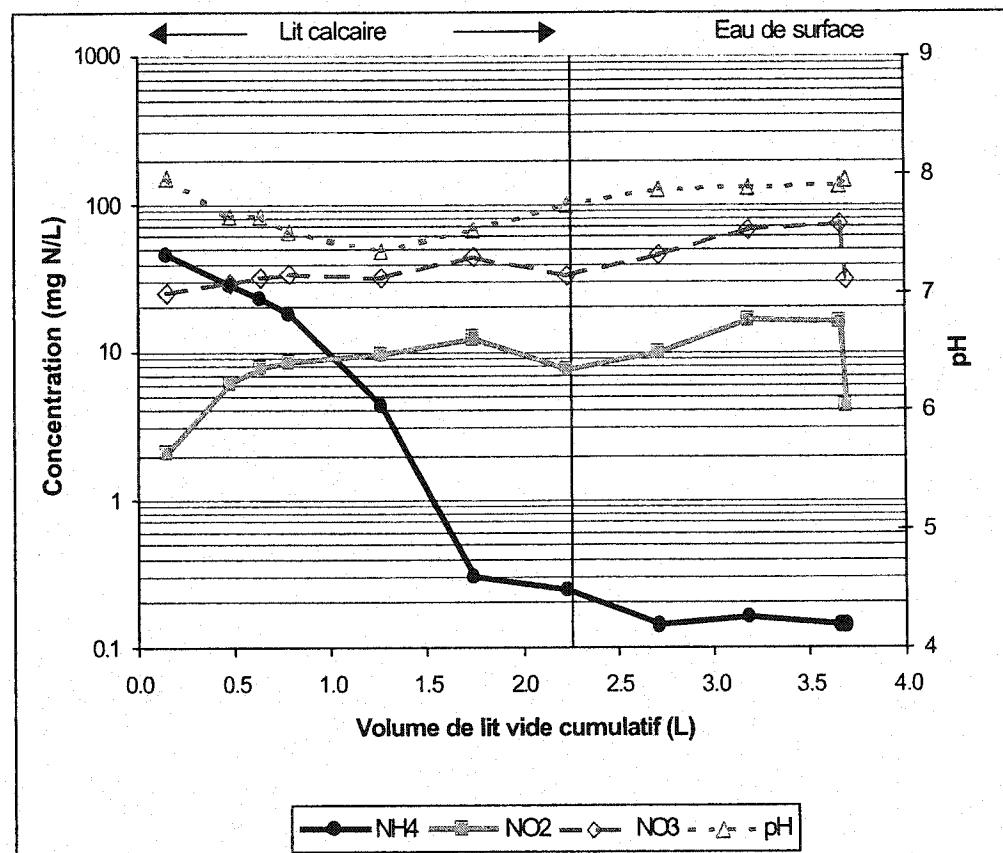


Figure 8.7 Évolution du pH et des concentrations de  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$  et  $\text{NO}_3^-$  à travers C3 au jour 187

Cependant, le profil de  $\text{NO}_3^-$  pour les trois colonnes étudiées et le profil de  $\text{NO}_2^-$  pour la colonne C3 ne correspondaient pas au profil type de la nitrification biologique. Un profil type de la nitrification biologique peut être

observé dans la Figure 8.8. Dans un tel profil, on s'attendrait à observer: 1) une réduction graduelle de l'ammoniaque jusqu'à l'enlèvement complet, 2) une augmentation momentanée de la concentration de  $\text{NO}_2^-$  et 3) une augmentation graduelle du  $\text{NO}_3^-$  stabilisant à la concentration maximale.

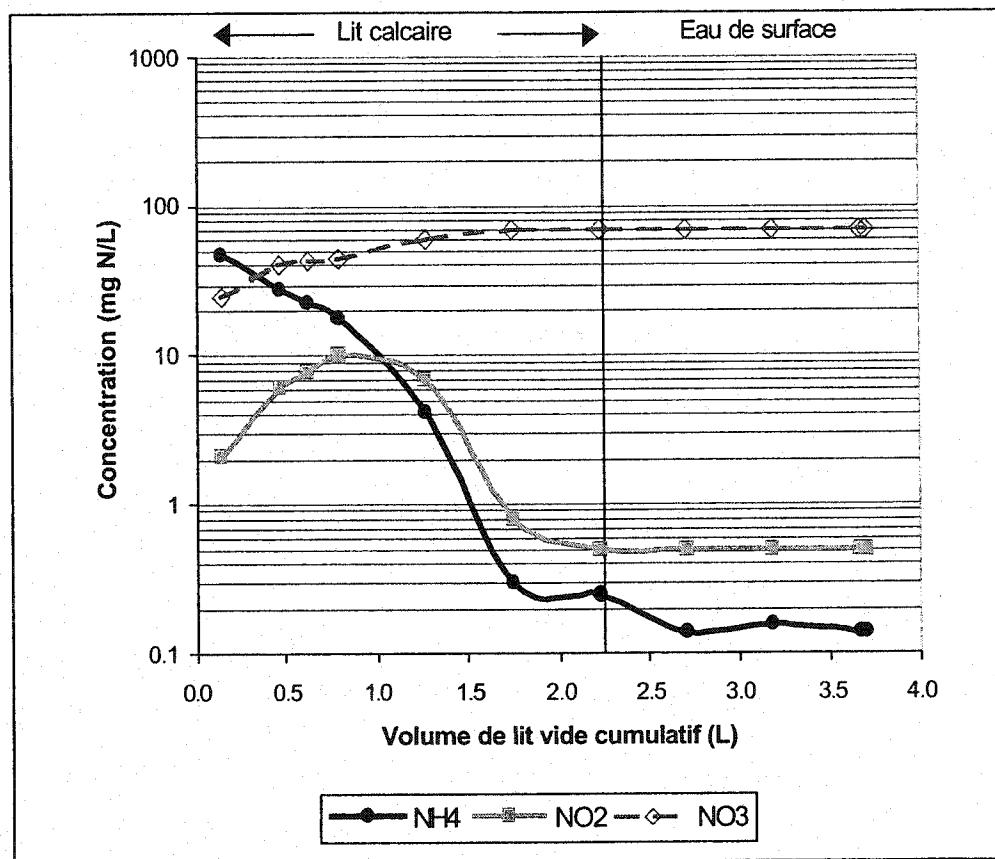
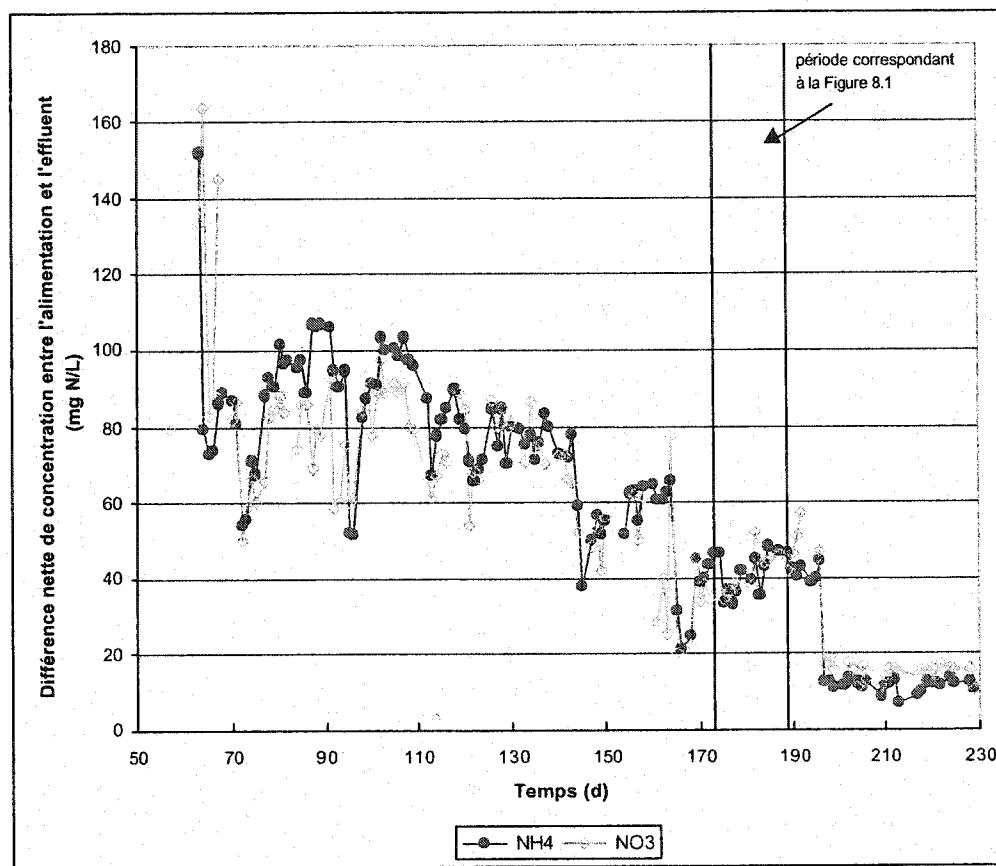


Figure 8.8 Évolution des concentrations de  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$  et  $\text{NO}_3^-$  à travers une colonne selon le profil type de la nitrification biologique

Hors, ce que l'on a observé pour les trois colonnes a été une variation erratique de la concentration de  $\text{NO}_3^-$  tout au long du profil de colonne et où

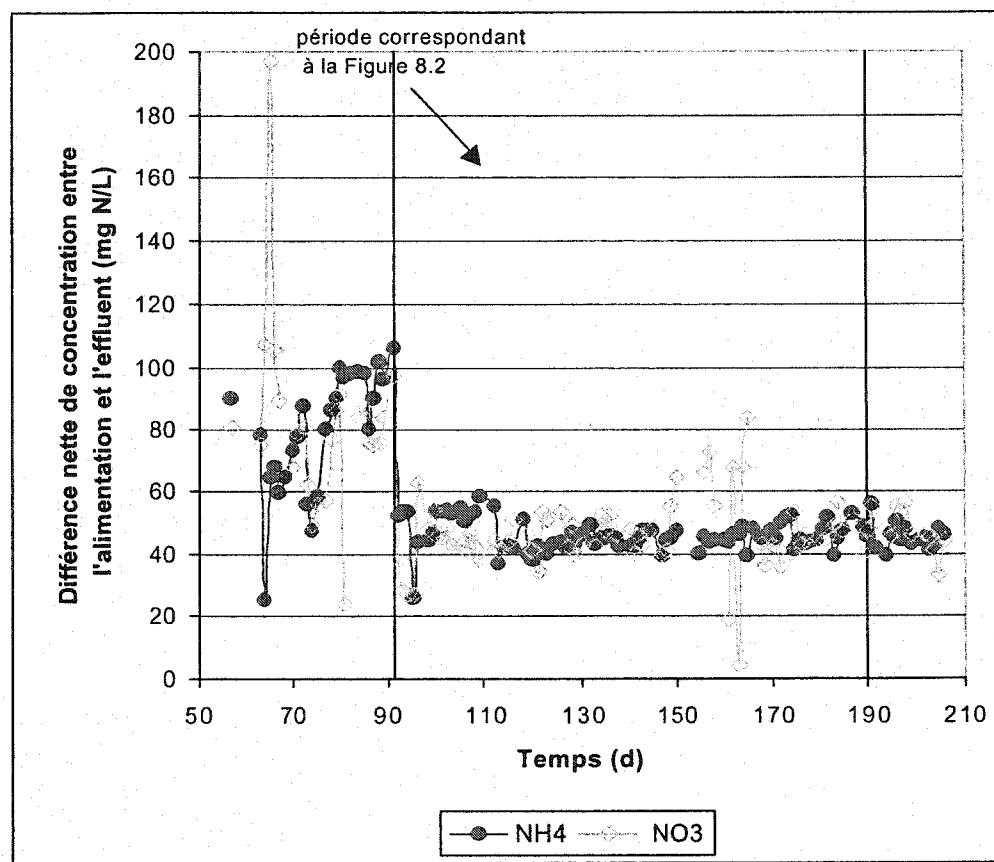
la concentration à l'effluent était sensiblement la même que la concentration dans la solution d'alimentation. Autrement dit, la concentration de nitrate ne s'est pas stabilisée à une concentration maximale alors que tout l'ammoniaque et le nitrite disponible avaient été dégradés. De plus, la même tendance a été observée pour le  $\text{NO}_2^-$  de la colonne C3 à une concentration près de 10 mg N/L. Ces résultats ont été obtenus en dépit d'une conservation adéquate des échantillons (congelés jusqu'à l'analyse) et sans que des incidents particuliers aient été notés pendant l'analyse par chromatographie ionique.

Cependant, l'ammoniaque a bel et bien été oxydé en nitrate comme l'indique une comparaison basée sur la différence nette entre la solution d'alimentation et l'effluent pour chaque colonne, tel que mesuré par électrode et démontré dans les Figures 8.9, 8.10 et 8.11.



**Figure 8.9 Comparaison de la réduction nette de la concentration de  $\text{NH}_4^+$ -N et de l'augmentation nette de la concentration de  $\text{NO}_3^-$ -N pour C1**

La Figure 8.9 démontre que la conversion complète de l'ammoniaque en nitrate ne s'est effectuée qu'à partir du 110<sup>e</sup> jour d'expérimentation, moment à partir duquel la production de nitrate était équivalente à la réduction de l'ammoniaque. Avant le 110<sup>e</sup> jour, la production de nitrate était déficiente par rapport à la réduction de l'ammoniaque.



**Figure 8.10 Comparaison de la réduction nette de la concentration de  $\text{NH}_4^+$ -N et de l'augmentation nette de la concentration de  $\text{NO}_3^-$ -N pour C2**

La Figure 8.10 démontre qu'à partir du 70<sup>e</sup> jour d'expérimentation la colonne C2 a atteint l'état d'équilibre où elle est demeurée pendant toute l'expérimentation. Les conditions d'opération utilisées (débit de 20 mL/min à 20°C) étaient donc adéquates pour le système.

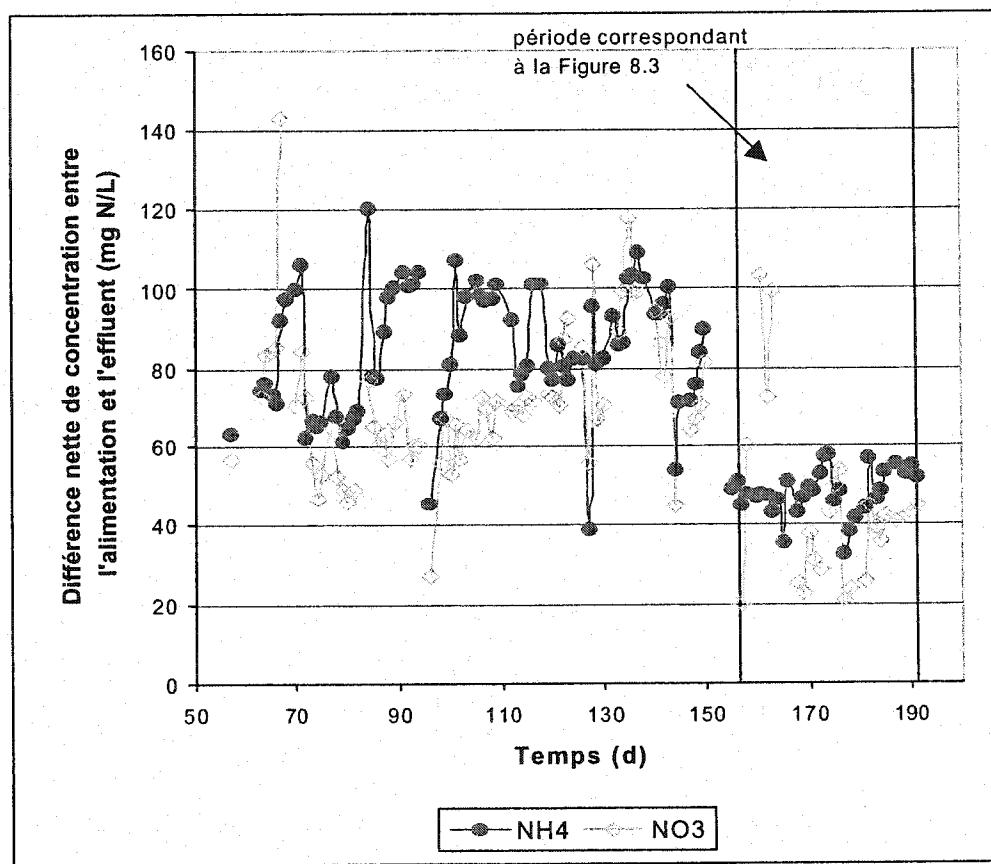


Figure 8.11 Comparaison de la réduction nette de la concentration de  $\text{NH}_4^+ \text{-N}$  et de l'augmentation nette de la concentration de  $\text{NO}_3^- \text{-N}$  pour C3

La Figure 8.11 démontre que le système de la colonne C3 était beaucoup plus instable. La conversion complète de l'ammoniaque en nitrate a pu être observée seulement entre le 115<sup>e</sup> et le 150<sup>e</sup> jour d'expérimentation.

La variation dans la concentration de  $\text{NO}_3^-$  et  $\text{NO}_2^-$  observée lors des profils de colonne (Figure 8.5, 8.6 et 8.7) est sûrement attribuable à la nature de l'eau testée. L'eau étudiée a été caractérisée comme étant sursaturée en

$\text{CO}_2$  (St-Germain, 1998). L'aération des colonnes a provoqué le dégazage de  $\text{CO}_2$  de l'eau. Le dégazage du  $\text{CO}_2$  a pu être indirectement observé par une remontée du pH dans tous les profils de colonne, une fois tout l'ammoniaque oxydé (Figures 8.5, 8.6 et 8.7). En effet, le dégazage du  $\text{CO}_2$  de l'eau a pour effet d'augmenter le pH. Alors que la nitrification biologique au contraire acidifie l'eau. Cependant, des investigations plus poussées sont requises pour déterminer comment le dégazage du  $\text{CO}_2$  a une influence sur le  $\text{NO}_3^-$  et  $\text{NO}_2^-$ .

## 8.2 Dissolution du lit calcaire

### 8.2.1 Taux de dissolution chimique du calcaire

La dissolution purement chimique du calcaire dans les conditions testées i.e. l'eau minière d'Holloway avec un pH légèrement alcalin (8.0) a été évaluée en absence d'activité microbiologique. Les conditions expérimentales et les résultats sont résumés dans le Tableau 8.4.

Les résultats du Tableau 8.4 démontrent clairement qu'une certaine dissolution du lit de calcaire, où le  $d_{moyen}$  des particules est de 3 mm, peut être observée pour des temps de rétention hydraulique plus grands qu'environ 200 minutes. A un temps de rétention de 300 minutes, la dissolution se traduisant par une différence nette positive, était de l'ordre de 15 mg/L CaCO<sub>3</sub>. Aux débits testés pour les colonnes C1 à C3, i.e. 16 à 20 mL/min, le temps de rétention hydraulique correspondant serait de 62.5 à 78.1 min, ce qui est nettement plus rapide que les 200 minutes requises pour commencer à observer une dissolution du calcaire.

**Tableau 8.4 Dissolution chimique du calcaire pour l'eau minière d'Holloway**

Test	Débit (mL/min)	t <sub>vide</sub> ** (min)	Affluent		Effluent		Différence nette d'alcalinité (mg CaCO <sub>3</sub> /L)
			pH	Alcalinité (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	pH	Alcalinité (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	
I	31.0	40	7.85	91	7.75	82	- 9
II	8.0	150	7.64	85	7.60	83	- 2
III*	4.0	300	7.65	58	7.81	73	15

\* moyenne de 3 tests

\*\*: temps de rétention basé sur volume de vides (1.2 L)

### 8.2.2 Taux de dissolution du calcaire en présence de bactéries

#### nitrifiantes

Le ratio de la masse de calcaire consommée sur la masse de (NH<sub>4</sub><sup>+</sup> + NO<sub>2</sub><sup>-</sup>)-N oxydée pour les colonnes C1, C2 et C3 est présenté dans le Tableau 8.5.

Les détails du calcul de la masse consommée de CaCO<sub>3</sub> pour chaque colonne sont présentés en Annexe F. La masse de CaCO<sub>3</sub> consommée pour le média a été calculée en mesurant le poids au début et à la fin des tests et en soustrayant de la masse finale le poids dû à la présence des bactéries.

Les ratios g de CaCO<sub>3</sub> consommé/g de (NH<sub>4</sub><sup>+</sup> + NO<sub>2</sub><sup>-</sup>)-N oxydé obtenus pour

la colonne C1 et la colonne C2 étaient similaires (6.7-6.8) et inférieur à celui obtenu pour la colonne C3 (7.6).

**Tableau 8.5 Calcul du ratio de  $\text{CaCO}_3$  consommé sur le  $(\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-)$ -N**

oxydé

Colonne	Masse de $\text{CaCO}_3$ consommée			N total oxydé			Ratio $\text{CaCO}_3 / (\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-)$ (g/g N)
	Média (g)	Affluent (g)	Total (g)	Phase de démarrage (g)	Phase continue (g)	Total (g)	
C1	1097	279	1376	1.3	203.2	204.5	6.7
C2	956	157	1113	0.9	162.9	163.8	6.8
C3	n/a	1750	1750	2.0	227.7	229.7	7.6

Le ratio g de  $\text{CaCO}_3$  consommé/g de  $(\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-)$ -N oxydé obtenu dans les tests pilotes de l'étude précédente (7.4, St-Germain and Shink, 1995) avec une colonne semblable à C3 était similaire à celui obtenu avec C3 de l'étude actuelle (7.6). Ce qui confirme qu'avec un apport externe d'alcalinité, le taux de consommation augmente et est supérieur à la valeur théorique de 7.14 (Fillos et al., 1996).

### 8.3 Optimisation des conditions d'opération

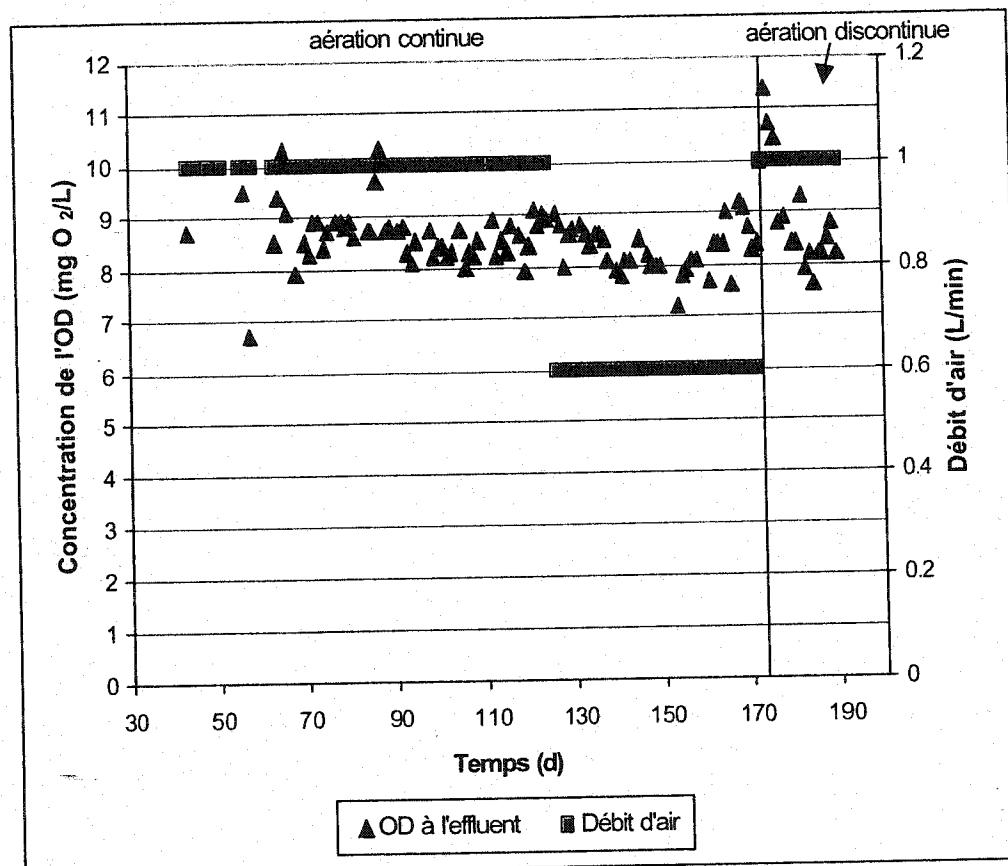
Les paramètres discutés sont l'apport d'oxygène et l'enlèvement de la biomasse en tant que paramètres critiques pour le rendement optimal du procédé étudié, la production de biomasse pour une évaluation des déchets rejetés et finalement, la période de démarrage des réacteurs pour son influence sur la conception future des réacteurs.

#### 8.3.1 Aération

Les manipulations effectuées visaient à déterminer l'effet du débit et du mode d'aération mais non la façon d'ajouter l'oxygène.

Les conditions d'opération pour l'aération ont été sélectionnées basé sur le suivi de la concentration de  $\text{NH}_4^+ \text{-N}$  et  $\text{NO}_2^- \text{-N}$  à l'effluent. Le débit optimal d'aération est sélectionné en maintenant les autres conditions constantes (débit et concentration à l'entrée), dans ce cas une baisse graduelle de la concentration de  $\text{NH}_4^+ \text{-N}$  et  $\text{NO}_2^- \text{-N}$  à l'effluent peut être observée.

Les changements de débit et conditions d'aération ainsi que la concentration d'oxygène dissous mesurée à l'effluent sont présentés pour la colonne C2 seulement à la Figure 8.12. Les changements pour les colonnes C1 et C3 peuvent être trouvés en Annexe G, aux Figures G.1 et G.2 pour les colonnes C1 et C3, respectivement.



Les résultats obtenus avec les trois colonnes ont démontré que l'aération ne vise pas seulement à fournir un apport en oxygène mais à augmenter le transfert de masse puisque le débit utilisé, tel que démontré ci-dessus pour la colonne C2, dépassait largement les besoins pour l'oxygène dissous puisque le OD a toujours été mesuré à des concentrations excédant 6 mg/L. Le passage à une aération discontinue (30 sec en marche/30 sec en arrêt) confirme cette observation puisqu'il n'y a pas eu d'effet notable sur la performance des colonnes.

Le principal objectif étant de vérifier qu'une aération discontinue pouvait aussi bien rencontrer les besoins du procédé, il n'y a pas eu d'optimisation très précise quant au cycle d'aération, un paramètre qui devra être évalué de plus près pour un système à pleine échelle.

### **8.3.2 Lavage à contre-courant (enlèvement de l'excès de biomasse)**

Dans la présente étude, l'optimisation du lavage à contre-courant s'est faite au niveau de la fréquence puisque les conditions spécifiques du cycle de lavage (débit et durée) ont été établies dans une étude précédente (St-Germain *et al.*, 1994). La nécessité de faire un lavage à contre-courant pour enlever l'excédent de biomasse était vérifiée pour chaque colonne en

mesurant le niveau de perte de charge pour chacune d'elles. Les mesures prises pour les trois colonnes pour une période donnée sont montrées dans la Figure 8.13.

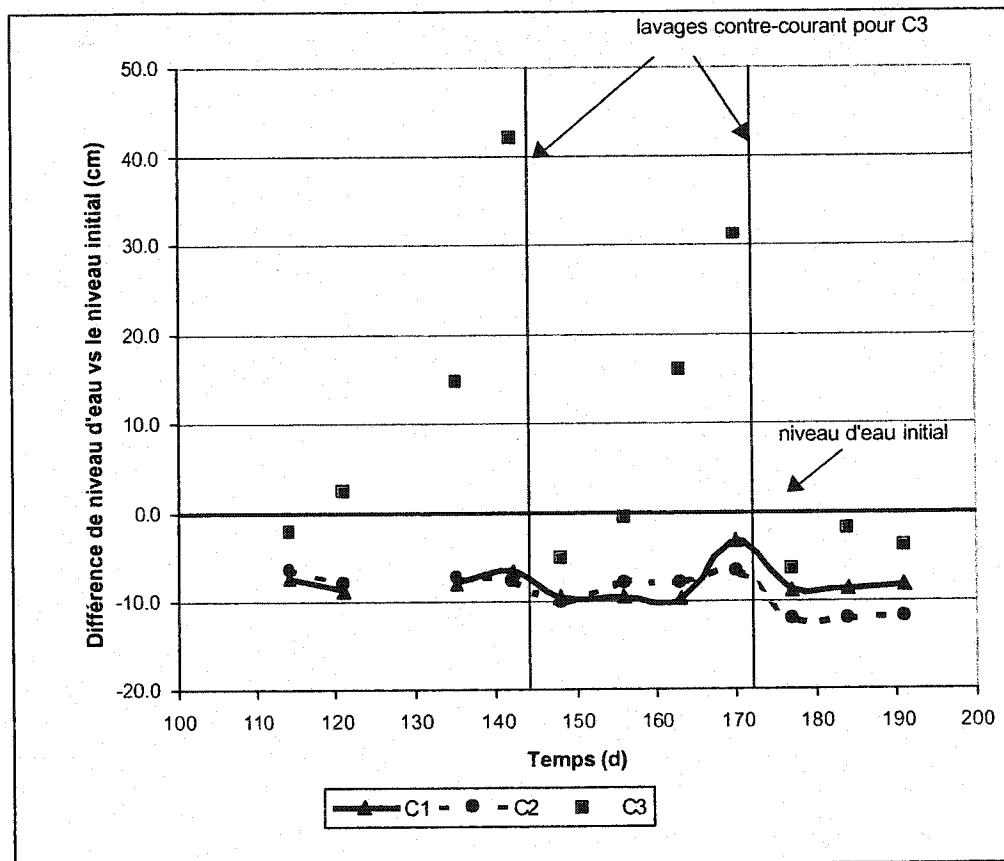


Figure 8.13 Variation de la perte de charge pour C1, C2 et C3

On peut clairement observer dans la Figure 8.13 que la perte de charge a augmentée de façon significative pour la colonne C3 seulement. La Figure

8.13 montre qu'un lavage contre-courant doit être fait à environ tous les 15 jours pour la colonne C3. Les colonnes C1 et C2 n'ont démontré aucune augmentation de la perte de charge, ce qui implique que les lavages contre-courant ne sont pas nécessaires pour les colonnes utilisant un lit de calcaire.

### **8.3.3 Quantification des boues générées**

La production de biomasse est examinée ici de l'angle des boues générées afin de déterminer la quantité de résidus solides qui devra être disposé pour les procédés de nitrification étudiés. La quantité de boues générées, incluant la biomasse et le matériau immobilisant (calcaire ou sable), a été mesurée en filtrant l'effluent et le lixiviat des lavages à contre-courant et en mesurant le poids sec du résidu récolté. Le rapport de la quantité de boues produite sur la quantité de  $(\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-)-N oxydé pour chaque colonne est présenté dans le Tableau 8.6. Le détail des calculs se trouve en Annexe H.$

**Tableau 8.6 Production de boues par quantité de N oxydé**

Colonne	Quantité de boues générées			Quantité de ( $\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-$ ) oxydé (g N)	Ratio de boues générées sur ( $\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-$ ) oxydé (g/g N)
	provenant de l'effluent	provenant des lavages	total		
C1	7.7	20.8	28.5	204.5	0.14
C2	10.5	9.2	19.7	163.8	0.12
C3	1.2	10.2	11.4	229.7	0.05

La première chose à noter du Tableau 8.6 est que le ratio boues générées sur N oxydé obtenu pour les colonnes C1 et C2 est nettement supérieur à celui obtenu pour la colonne C3. Cependant, les trois ratios sont inférieurs à la valeur théorique de 0.17 g biomasse/g de N oxydé, obtenue de l'équation 10. De plus, les boues récoltées à l'effluent comptaient pour environ 30 à 50% de la masse totale collectée pour les colonnes C1 et C2 tandis qu'elles comptaient pour seulement 10% de la masse totale pour la colonne C3. Donc, la séparation de la biomasse de l'effluent sera un paramètre important à optimiser pour la nitrification sur lit de calcaire.

### 8.3.4 Source et dosage de phosphate

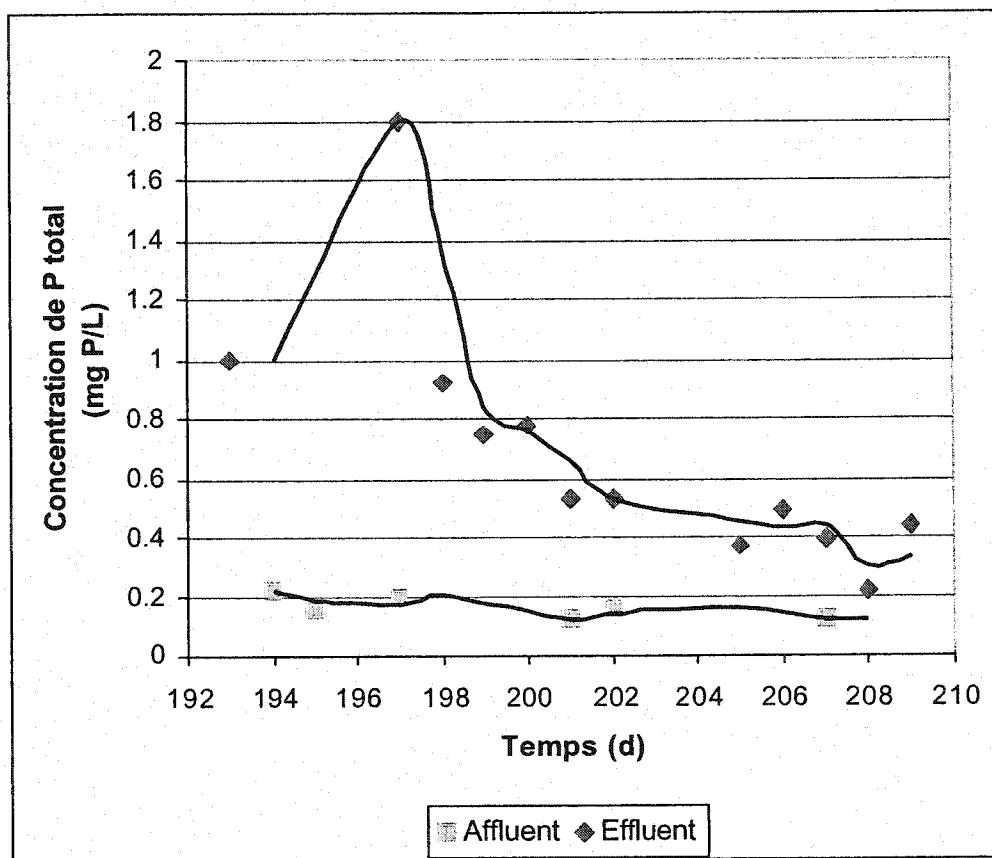
Les tests faits avec le phosphate visaient 2 objectifs. Premièrement, suite à une accumulation de phosphate dans le réacteur, déterminer la concentration d'équilibre dans l'effluent et le temps requis pour établir cet équilibre et vérifier si la concentration d'équilibre peut supporter l'activité nitrifiante. Deuxièmement, déterminer la concentration optimale d'acide phosphorique pour maintenir une concentration en P de moins de 1 mg P/L à l'effluent.

Aux trois colonnes, 73 mg/L de  $K_2HPO_4$  a été ajouté à la solution d'alimentation pendant toute la durée des tests. La concentration moyenne de  $PO_4$ -P mesurée pour les trois colonnes est décrite dans le Tableau 8.7. On peut observer que la majeure partie du  $PO_4$  était précipité à la préparation de la solution d'alimentation puisque du 13.0 mg P/L en  $PO_4$  ajouté, il ne reste dans la solution d'alimentation que 1.5 à 4.0 mg P/L. Il est de plus à noter qu'en présence du bicarbonate davantage de  $K_2HPO_4$  a été solubilisé. Finalement, la différence de concentration entre la solution d'alimentation et l'effluent s'expliquerait par les besoins en phosphate de la biomasse. En effet, 0.21 mg/L en phosphore total serait requis par la biomasse pour l'oxydation de 50 mg/L d'azote. Les détails du calcul sont en Annexe I.

**Tableau 8.7 Concentration moyenne de PO<sub>4</sub> mesurée à l'entrée et à la sortie des colonnes**

Colonne	Concentration de PO <sub>4</sub> (mg P/L)	
	Solution d'alimentation	Effluent
C1 (pas de NaHCO <sub>3</sub> )	1.5	1.3
C2	1.9	1.8
	+ 200 mg/L NaHCO <sub>3</sub>	4.0
C3 (+1000 mg/L NaHCO <sub>3</sub> )	3.8	3.6

Afin de déterminer la concentration à l'équilibre du P dans l'effluent et le temps requis pour établir cet équilibre, la colonne C3 a été opérée avec de l'eau du robinet sans amendement. Les résultats sont présentés dans la Figure 8.14. On peut observer que l'équilibre s'est établi en 12 jours à une concentration en P total d'environ 0.4 mg/L.



**Figure 8.14 Changement dans la concentration en P total à l'affluent et l'effluent pour C3 en absence d'ajout de phosphate**

L'optimisation avec l'acide phosphorique et la vérification de l'activité nitrifiante en absence de source externe de phosphate s'est fait avec la colonne C1. Les résultats sont présentés dans la Figure 8.15. On peut observer que la concentration d'acide phosphorique doit être maintenue à moins de 2.7 mg P/L pour obtenir une concentration en P à l'effluent à moins de 1 mg P/L. La Figure 8.15 indique aussi que le phosphate accumulé dans

la colonne n'était pas suffisant pour maintenir l'activité des bactéries nitrifiantes puisque le  $\text{NH}_4^+ \text{-N}$  a remonté à 3.5 mg/L, 5 jours après avoir coupé l'apport de phosphate.

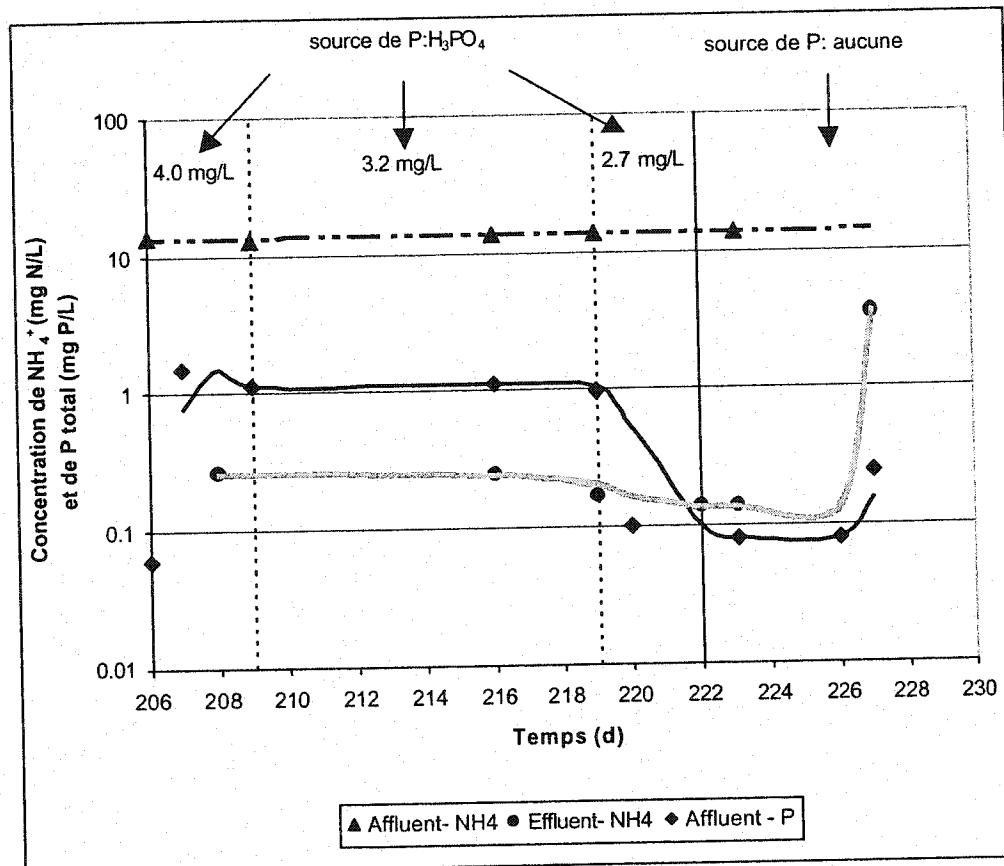


Figure 8.15 Changements dans les concentrations de P et de  $\text{NH}_4^+ \text{-N}$  pour C1 pour différentes applications de P

### 8.3.5 Démarrage des réacteurs

La période d'établissement était essentiellement composée de deux phases: une phase de recirculation et une phase d'adaptation à débit continu.

La période de recirculation qui visait à consommer le  $\text{NH}_4^+$  et le  $\text{NO}_2^-$  dans une solution d'alimentation constamment en recirculation a duré 20 jours pour la colonne C1, 14 jours pour la colonne C2 et 14 jours pour la colonne C3.

Par la suite, toutes les colonnes ont été en phase continue pour être adaptées au débit et à la concentration désirés. Les conditions de débit et de pH, d'alcalinité, de  $\text{NH}_4^+$ -N,  $\text{NO}_2^-$ -N et  $\text{NO}_3^-$ -N pour la solution d'alimentation et l'effluent sont présentées pour les colonnes C1, C2 et C3 dans les Figures 8.16, 8.17 et 8.18, respectivement.

On peut voir des Figures 8.16 et 8.17, qu'il a fallu réduire le débit à un niveau très bas, 1 à 2 mL/min pour permettre l'établissement des bactéries pour les colonnes C1 et C2 contenant du calcaire tandis que pour la colonne C3, l'établissement a pu débuter avec un débit de 5 mL/min. Les Figures 8.16 et 8.17 montrent également qu'au début il y a eu une fluctuation de  $\text{NO}_2^-$  mais

une fois que la population était adaptée, le niveau de  $\text{NO}_2^-$  demeurait non-détectable. L'on peut aussi remarquer que l'alcalinité dans l'effluent est pratiquement nulle et qu'il y a une baisse de pH marquée dans l'effluent par rapport à la solution d'alimentation.

La Figure 8.18 montre que le niveau de  $\text{NO}_2^-$  a fluctué pendant toute la période, que le niveau d'alcalinité résiduel est beaucoup plus haut pour la colonne C3 que les colonnes C1 et C2 et que le pH de l'effluent était sensiblement le même que pour la solution d'alimentation.

Toutes les figures montrent que la période d'adaptation a été plutôt longue (plus de quatre mois) comparativement à une durée habituelle de 1 mois.

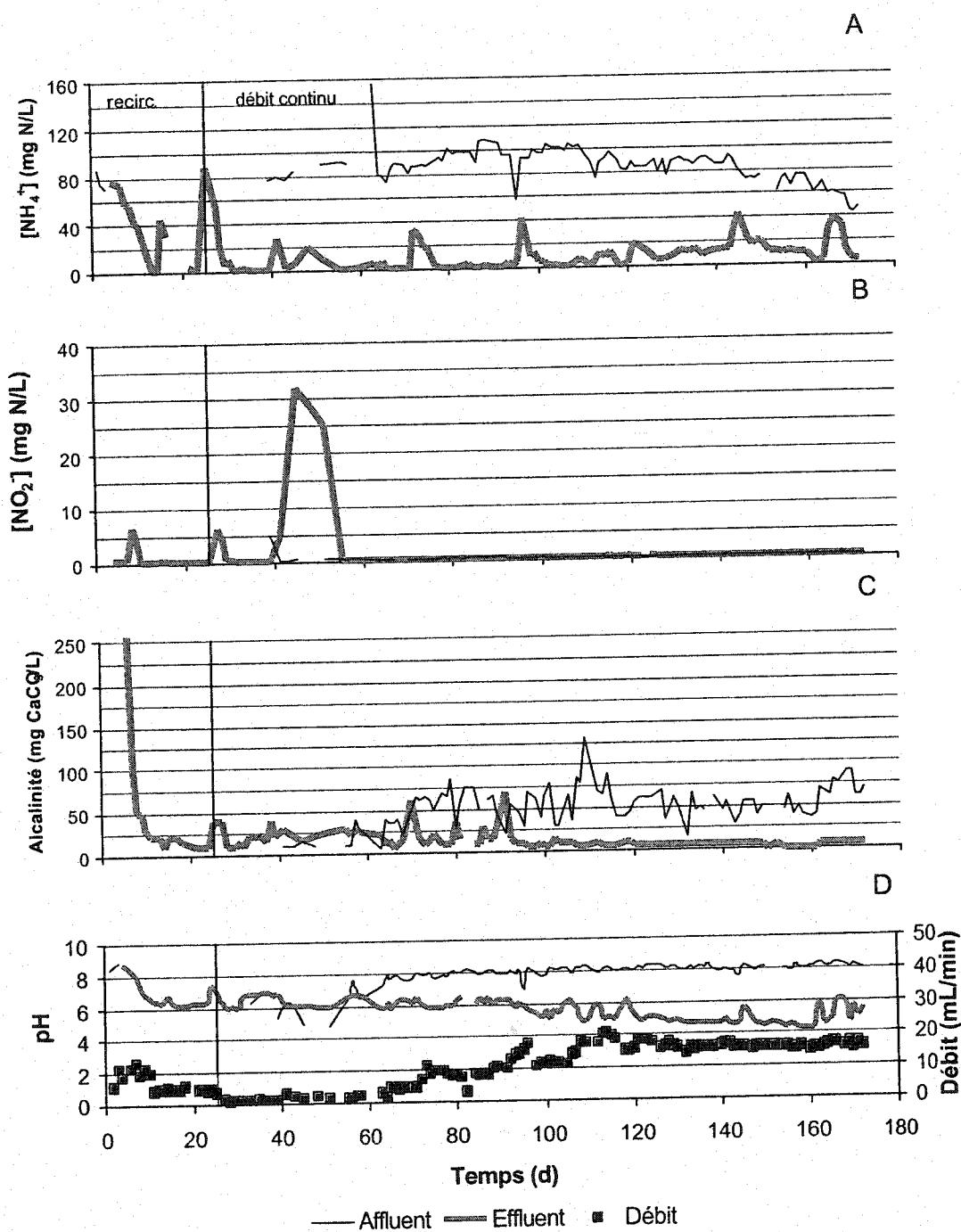


Figure 8.16 Évolution du  $\text{NH}_4^+$  (A), du  $\text{NO}_2^-$  (B), de l'alcalinité (C), du pH (D) et du débit (D) pour C1 durant la période d'adaptation

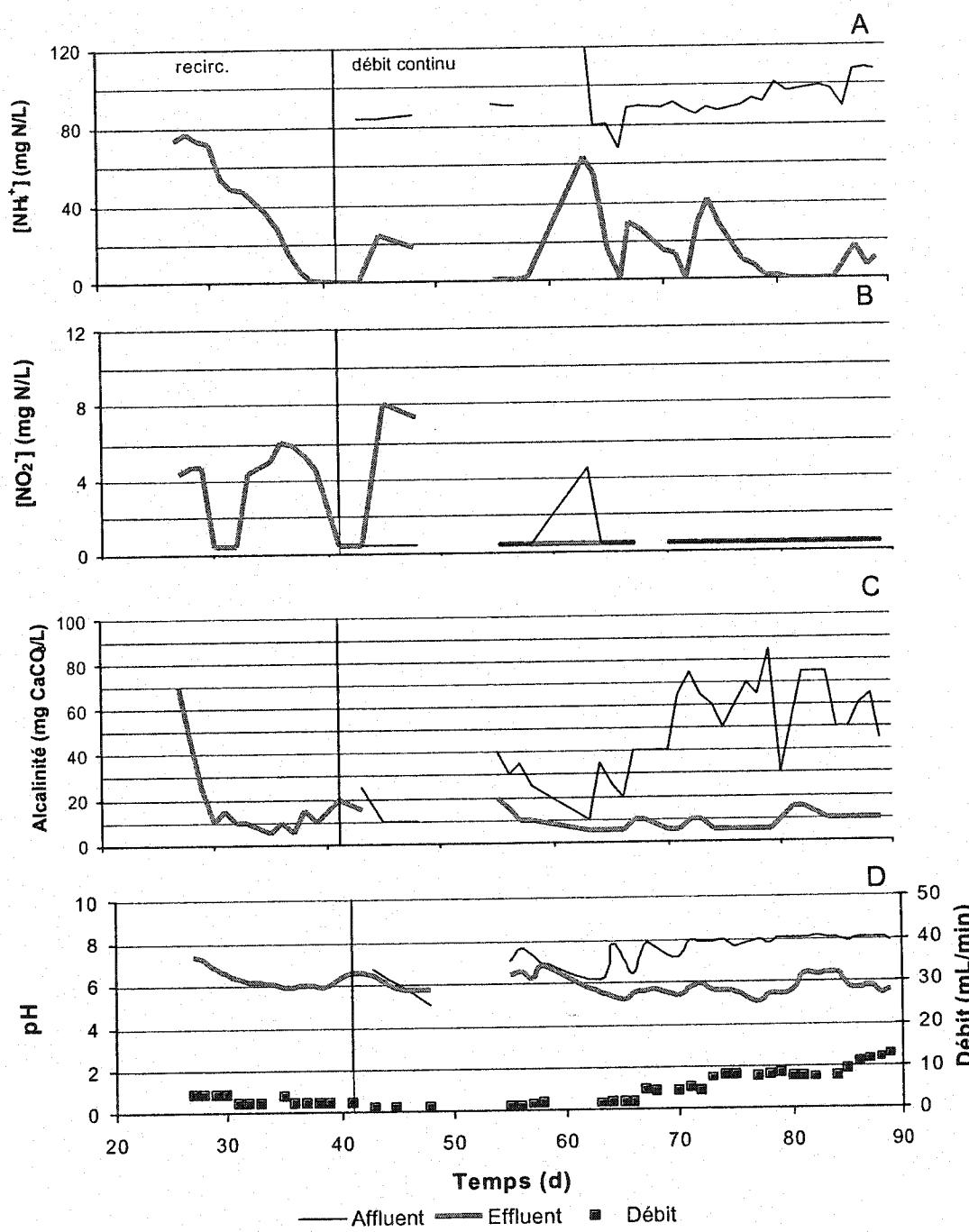


Figure 8.17 Évolution du  $\text{NH}_4^+$  (A), du  $\text{NO}_2^-$  (B), de l'alcalinité (C), du pH (D) et du débit (D) pour C2 durant la période d'adaptation

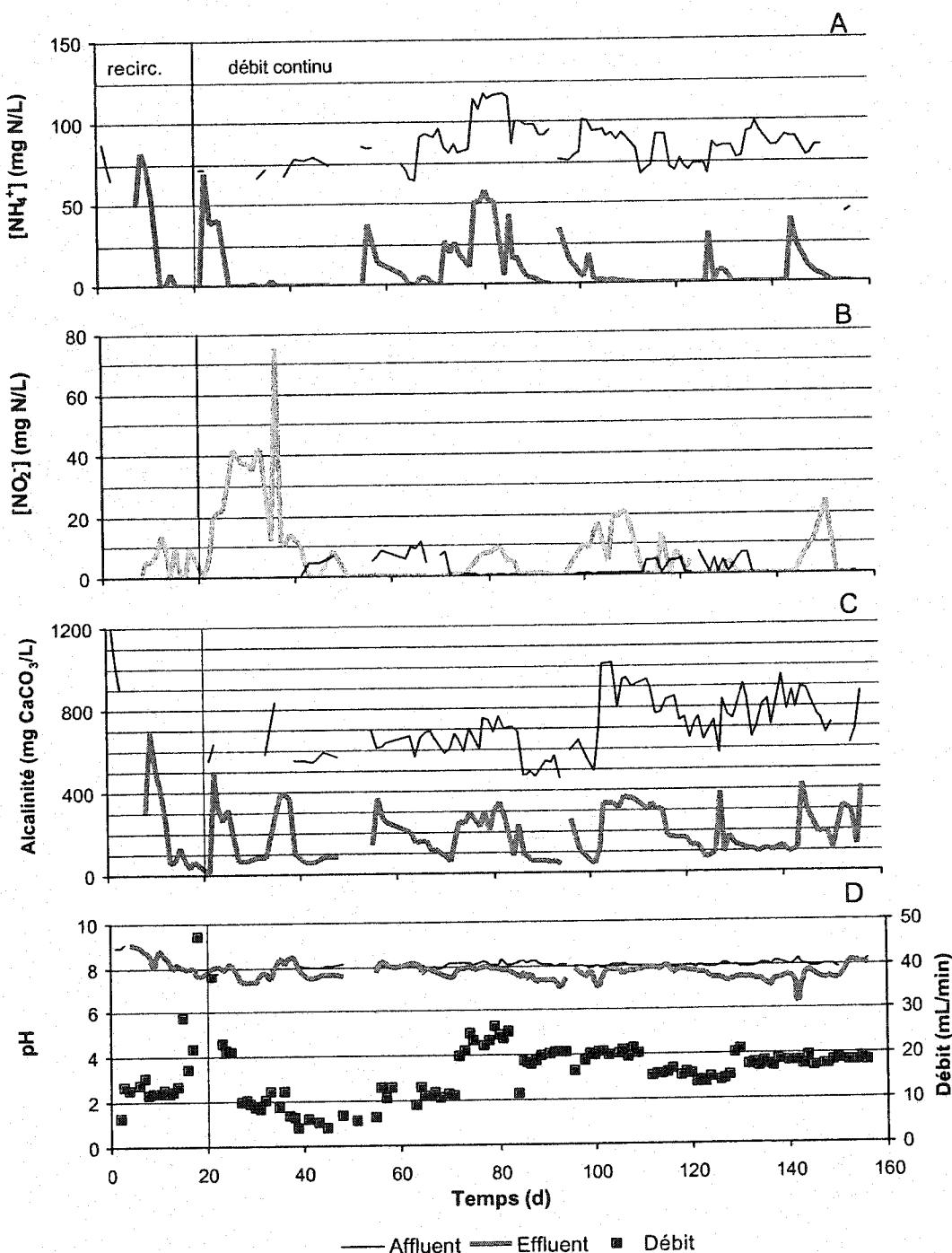


Figure 8.18 Évolution du  $\text{NH}_4^+$  (A), du  $\text{NO}_2^-$  (B), de l'alcalinité (C), du pH (D) et du débit (D) pour C3 durant la période d'adaptation

## CHAPITRE 9

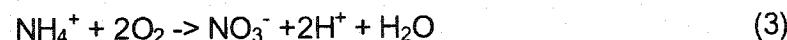
### DISCUSSION

Le problème des composés azotés inorganiques dans les effluents miniers ne s'est posé que récemment avec un resserrement anticipé de la réglementation pour l'ammoniaque au Canada. Etant donné la nature particulière des eaux minières, l'applicabilité des procédés de nitrification et dénitrification biologique, couramment utilisés depuis les années 60 pour le traitement d'eaux usées municipales, devait être d'abord vérifiée. Les études pilotes qui se sont déroulées au Centre de Technologie Noranda Inc. (St-Germain et Shink, 1996) et CANMET (Tan *et al.*, 1995) ont démontré que les procédés de nitrification et dénitrification biologiques pouvaient traiter les eaux minières. L'applicabilité ayant été prouvée, la suite logique était de développer un procédé plus économique.

Dans un premier temps, les procédés de nitrification et dénitrification biologiques ont été évalués de façon plus globale afin de déterminer les options les plus économiques que ce soit en coût de capital ou d'opération. L'évaluation a indiqué que la meilleure option pour le traitement d'eaux minières consistait à remplacer le bicarbonate de soude ( $\text{NaHCO}_3$ ) par du calcaire ( $\text{CaCO}_3$ ) pour la nitrification biologique et baser la dénitrification biologique sur le soufre élémentaire avec le carbone inorganique. Seul le

procédé de nitrification biologique utilisant du calcaire comme source de carbone a été évalué par la présente étude.

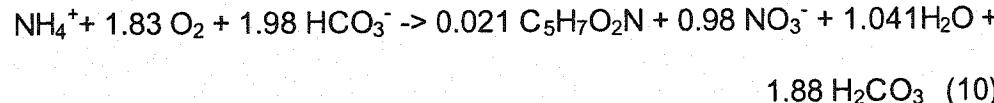
Le principe derrière l'utilisation du calcaire comme source de carbone et support bactérien en même temps, est assez simple. L'oxidation d'une mole d'ammoniaque par les bactéries nitrifiantes, produit 2 moles d'ions hydrogène tel que décrit dans l'équation 3.



Le calcaire réagit ensuite avec les ions hydrogène pour produire du calcium et du bicarbonate suivant l'équation 9.



Le carbonate ainsi libéré peut être utilisé dans la synthèse des cellules microbiennes, tel que décrit par l'équation 10.



Autrement dit, les ions hydrogène produit par la nitrification servent à libérer le carbonate, source de carbone pour les bactéries nitrifiantes. La dissolution chimique du calcaire (section 8.2.1) ne pourrait expliquer la dissolution observée aux conditions d'opération utilisées (pH près de 8 et temps de rétention de moins de 200 minutes). La dissolution du calcaire en présence de bactéries nitrifiantes avait déjà été vérifiée par Kowalski et Lewandowski en 1983 et par Martin *et al.*, 1993. Cependant, il restait à vérifier si la capacité de traitement pour un lit de calcaire demeurait comparable à celle d'un lit avec apport externe de sources carbonées inorganiques et déterminer les paramètres de conception et d'opération.

### 9.1 Comparaison de la performance des lits de calcaire et de sable

Les résultats ont démontré qu'il était préférable d'utiliser un lit de calcaire plutôt qu'un lit avec un apport externe de sources carbonées inorganiques pour immobiliser les bactéries nitrifiantes. En effet, le taux d'enlèvement de l'ammoniaque obtenu avec le lit de calcaire ( $T_{profil} = 26 \text{ g/m}^3\text{-h}$ ) était de 16% supérieur au lit de sable ( $T_{profil} = 22 \text{ g/m}^3\text{-h}$ ). Cette différence était dû en grande partie au fait qu'il n'était pas nécessaire d'enlever la biomasse dans le lit de calcaire alors que la biomasse devait être enlevée à tous les 15 jours

pour le lit de sable. De plus, les bactéries nitratantes ont aussi démontré une plus grande stabilité dans le lit de calcaire.

Il est clairement ressorti de l'étude qu'un lit de sable avec un apport externe de sources carbonées inorganiques n'était pas un milieu très propice pour les bactéries nitratantes. Elles étaient nettement plus instables que les bactéries nitritantes et étaient beaucoup plus affectées par les changements de température et les lavages à contre-courant.

L'emplacement des bactéries dans un biofilm peut aider à comprendre la plus grande stabilité des bactéries nitratantes dans le lit de calcaire par rapport au lit de sable. Okabe *et al.*, (1999) ont déterminé la distribution spatiale des bactéries oxydatriques d'ammoniaque et des bactéries oxydatriques de nitrite dans un biofilm autotrophe nitrifiant ainsi que les activités spécifiques. La zone d'oxidation du nitrite se situe plus profondément dans le biofilm i.e juste sous la zone d'oxidation de l'ammoniaque en surface. De plus, les bactéries oxydant l'ammoniaque se retrouvent partout dans le biofilm alors que les bactéries oxydant le nitrite sont étroitement associées aux bactéries oxydant l'ammoniaque. Cela implique que les bactéries qui oxydent le nitrite sont avantagées dans un lit de calcaire car elles ont un apport plus direct de la source carbonée. La

source carbonée inorganique, lorsqu'externe, doit diffuser à travers les bactéries oxydant l'ammoniaque avant d'atteindre les bactéries oxydant le nitrite.

L'effet négatif des lavages contre-courant sur la nitrification n'est pas surprenant puisque les bactéries nitrifiantes sont connues pour avoir une croissance lente (Metcalf & Eddy, 1991, Schramm *et al.*, 1996, Zhang and Bishop, 1996). Le temps de résidence des boues dans les usines d'épuration d'eaux usées est de 10 à 20 jours pour les bactéries nitrifiantes vs 1 à 5 jours pour les bactéries hétérotrophes et dénitrifiantes (Benefield and Randall, 1987). Les lavages devaient se faire à tous les 15 jours dans la présente étude. Une fréquence qui permettait à peine au biofilm de se régénérer. Même si à plus grande échelle les lavages peuvent se faire moins fréquemment, le temps de récupération du lit sera quand même de 10 à 20 jours. Ces résultats indiquent que pour la nitrification biologique, les lavages à contre-courant doivent être évités. Un lit de calcaire parce qu'il ne requiert pas de lavage à contre-courant est donc mieux adapté à la nitrification que le lit de sable avec un apport externe de sources carbonées inorganiques.

La plus grande stabilité des bactéries nitrifiantes avec le lit de calcaire comparativement au lit de sable se réflète aussi dans les ratios de  $\text{CaCO}_3$  consommé/N oxydé. Pour la même quantité d'ammoniaque et de nitrite oxydé, le lit de calcaire a consommé moins d'alcalinité (6.8 vs 7.6) que le lit de sable.

La consommation de 6.8 mg d'alcalinité par mg de N oxydé avec le lit de calcaire est dans la plage des taux rapportés dans la littérature (Zhang et Bishop 1996). Tous les tests faits avec le  $\text{NaHCO}_3$  (colonne C3 de l'étude actuelle et l'étude pilote précédente) démontrent que le taux de consommation (7.4 et 7.6 g d'alcalinité par g de N oxydé) se situe à la limite supérieure des taux rapportés (Zhang et Bishop 1996 et Fillos et al., 1996). Les consommations obtenues avec les colonnes C1 et C2 indiquent que la consommation d'alcalinité serait plus basse avec un lit de calcaire qu'avec un apport externe sous forme de  $\text{NaHCO}_3$ .

La nitrification sur lit de sable avec un apport externe de carbone inorganique a généré 0.05 g de boues par g de N oxydé. La quantité de sable de silice qui se trouvait dans les boues devait être négligeable car ce ratio correspond à la limite inférieure des valeurs rapportées dans la littérature pour la production de biomasse nitrifiante (0.05 - 0.22 g /g  $\text{NH}_4^+ \text{-N}$  oxydé, Sheintuch

et al., 1995, Copp and Murphy, 1995). À titre de comparaison, le ratio stoichiométrique tel que prédit par l'équation 10, est de 0.17 g biomasse/g de N oxydé. Les boues générées par le lit de calcaire (0.12 - 0.14 g/g N oxydé) étaient de 2 à 3 fois plus importantes que le lit de sable. Ce qui pourrait être expliqué par la présence de calcaire dans le résidu collecté. Cependant, même pour le lit de calcaire, la quantité de boues générées est faible. 6.5 g et 2.5 g de boues ont été générées par  $m^3$  d'eau traitée pour le lit de calcaire et de sable, respectivement. En comparaison, le procédé de boues activées génère 84 g de boues par  $m^3$  d'eau traitée (Metcalf & Eddy, 1991, p. 773).

Les taux d'enlèvement volumique obtenus dans cette étude ( $T_{\text{global}} = 11$  à 17 g  $[\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-]\text{-N}/m^3\text{-h}$ ) sont dans la plage de valeurs rapportées dans la littérature. Les taux rapportés vont de 5 g  $\text{NH}_4^+\text{-N}/m^3\text{-h}$  (Ravarini et al., 1988) à 40 g  $\text{NH}_4^+\text{-N}/m^3\text{-h}$  (Welander et al., 1997). Il est à noter que les taux correspondaient à différentes conditions d'opération et de type de réacteurs, bien qu'ils aient tous en commun, l'immobilisation de la biomasse nitrifiante.

Les taux d'enlèvement volumique basés sur le profil de concentration obtenus dans l'étude actuelle ( $T_{\text{profil}} = 26$  g  $[\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-]\text{-N}/m^3\text{-h}$  pour C1 et  $T_{\text{profil}} = 22$  g  $[\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-]\text{-N}/m^3\text{-h}$  pour C3) étaient de 17% et 30% inférieurs, respectivement, aux résultats obtenus de l'étude pilote précédente

( $T_{\text{profil}} = 30$  et  $32 \text{ g } [\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-]\text{-N/m}^3\text{-h}$ ). Il y a eu une très nette réduction de la performance pour le lit de sable qui s'explique par l'utilisation des lavages à contre-courant dans la présente étude contrairement à l'étude pilote précédente. La différence pour le lit de calcaire peut s'expliquer par la sursaturation en  $\text{CO}_2$  de l'eau testée dans la présente étude (St-Germain, 1998). L'aération d'une eau sursaturée en  $\text{CO}_2$  résulte en un dégazage du  $\text{CO}_2$ . Etant donné, que ce dégazage était constant pour les colonnes, il a pu légèrement ralentir l'activité bactérienne. Une formation constante des bulles de  $\text{CO}_2$  gazeux en créant des micro-turbulences et en augmentant le pH de l'eau maintient des conditions instables pour les bactéries. Cependant, la différence est suffisamment minime pour conclure que la nitrification sur lit de calcaire demeure un procédé viable et ce, même pour des eaux sursaturées en  $\text{CO}_2$ .

Le taux d'enlèvement volumique lorsqu'estimé de façon globale sous-estime l'enlèvement réel parce qu'il assume la pleine occupation du lit par les bactéries, ce qui n'est pas le cas comme démontré par les mesures de profil de concentration. En fait, le taux d'enlèvement global n'était que de 30 à 50% celui estimé par les mesures de profil de concentration. Le Tableau 8.4 indique clairement que le taux global n'est pas le meilleur indicateur de ce qui se passe réellement. Suivant le taux global, on pourrait conclure que la

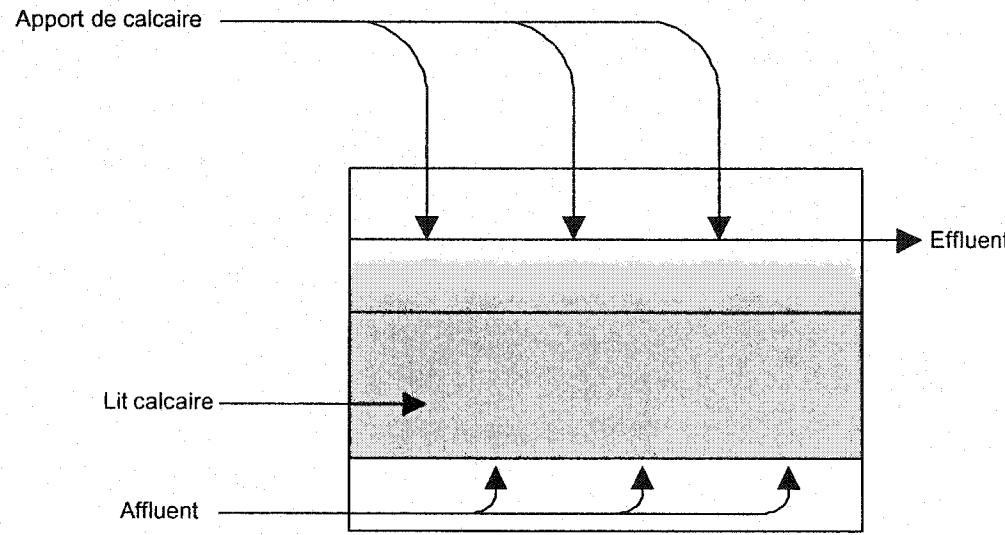
capacité de traitement du lit de sable dans l'étude actuelle est demeurée équivalente à celle obtenue lors de l'étude précédente, alors que le % d'enlèvement de l'azote démontre que le lit de sable était en difficulté. Ces résultats impliquent que la conceptualisation d'un réacteur à pleine échelle basé sur le taux d'enlèvement global résulterait en un surdimensionnement du réacteur inutile et un coût en capital supplémentaire qui peut être évité.

## 9.2 Paramètres de conception et d'opération

Deux facteurs doivent être considérés dans la conception d'un réacteur pour la nitrification biologique sur lit fixe de calcaire: le taux de dissolution du calcaire et l'absence de lavages à contre-courant. L'étude a démontré qu'avec le lit de calcaire, le facteur limitant est le taux de dissolution du calcaire. En pratique, ça signifie que le volume du lit doit être optimisé en utilisant la hauteur de lit parce que la charge superficielle applicable est limitée.

Le fait qu'avec le calcaire, le lavage à contre-courant ne soit pas nécessaire puisqu'il y a une dissolution graduelle du substrat, demande de repenser le type de réacteur qui serait idéal pour une telle application. En fait, l'élimination des lavages à contre-courant permet de simplifier le réacteur à lit

fixe. Le réacteur pour un lit de calcaire peut simplement être un réacteur à lit fixe maintenu submergé où le courant hydraulique est ascendant et l'ajout de nouveau calcaire se fait par le haut, tel que démontré dans la Figure 9.1.



**Figure 9.1 Schéma du réacteur proposé pour la nitrification sur lit de calcaire**

Etant donné qu'il y a une dissolution graduelle du substrat, il faut prévoir un apport continu du substrat. En ajoutant le substrat par le haut dans un réacteur où le courant hydraulique est ascendant, une recolonisation naturelle du nouveau substrat par les bactéries provenant du substrat sous-jacent pourra se faire de façon continue.

Un réacteur aussi simple serait très attrayant pour l'industrie minière. Il faut bien voir que le but premier des mines, concentrateurs, fonderies ou raffineries est de produire du minéral ou des métaux, donc tout système de traitement d'eau est secondaire. De plus, la pratique générale est d'utiliser de la main-d'oeuvre qui n'est pas nécessairement qualifiée pour opérer de tels systèmes. Donc, en ce qui a trait au traitement de l'eau, un système robuste et efficace qui requiert peu de supervision et de maintenance sera toujours préféré aux autres options.

L'opération d'un réacteur de nitrification biologique à lit de calcaire fixe peut être optimisée à 4 niveaux: le régime hydraulique, l'aération, l'ajout de phosphate et la qualité de l'effluent.

Etant donné que le taux de dissolution du calcaire est le facteur limitant, la charge superficielle maximale qui peut être appliquée pour un réacteur avec lit de calcaire est de  $1 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$  et sera sensiblement la même à  $10$  ou  $20^\circ\text{C}$ . Les réacteurs à lit de calcaire doivent aussi être démarrés, à un débit ne dépassant pas 5 à 10% du débit à pleine capacité, pendant la phase d'établissement des bactéries.

L'oxygène est requis pour permettre l'oxydation de l'ammoniaque en nitrate.

Le débit d'aération requis pour une oxydation optimale était nettement plus élevé que pour les besoins de l'oxydation à proprement parler. En fait, le débit d'aération servait aussi au transfert de masse, pas seulement à l'oxygénéation tel que démontré dans l'étude où une aération intermittente (30 sec en marche/30 sec en arrêt) était tout aussi efficace. Les conditions optimales restent à être déterminées.

Le phosphate est un autre élément essentiel à la croissance optimale des bactéries. En temps normal, une concentration en P à l'effluent s'approchant mais ne dépassant pas 1 mg P/L est préférable. Ce paramètre est encore plus critique dans une colonne de calcaire parce que le P excédentaire peut précipiter sous forme de  $\text{CaPO}_4$  et ne pas être disponible pour les bactéries.

Cependant, l'ajout de phosphate sous forme de  $\text{K}_2\text{HPO}_4$  a été intentionnellement maintenu excédentaire pendant toute la durée des tests afin de conserver les conditions expérimentales équivalentes à l'étude pilote précédente. L'objectif était d'estimer le temps requis, une fois l'alimentation en P coupée, pour rétablir une concentration en deçà de 1 mg P/L et vérifier si cette concentration était suffisante pour maintenir l'activité des bactéries nitrifiantes. De plus, la concentration d'acide phosphorique adéquate pour maintenir une concentration en P de moins de 1 mg P/L a aussi été estimée.

Les tests ont indiqué qu'il a fallu 12 jours pour établir une concentration en P à l'effluent de moins de 1 mg P/L, où la concentration était de 0.4 mg P/L.

Cette concentration ne s'est pas avérée suffisante pour soutenir l'activité des bactéries nitrifiantes au niveau désiré (< 1 mg N/L à l'effluent). Le test d'optimisation de l'acide phosphorique a indiqué que la concentration à l'influent ne devait pas dépasser 2.7 mg P/L en P total pour ne pas dépasser 1 mg/L de P total à l'effluent.

En ce qui a trait à la qualité de l'effluent, le pH, les solides en suspension et le nitrate sont tous des facteurs qui ont indiqué la nécessité d'un traitement additionnel. Tout dépendant de la concentration d'ammoniaque qui doit être oxydée, le pH à l'effluent peut descendre aussi bas que 4.5-5. La turbidité de l'effluent provenant des colonnes de calcaire était nettement plus élevée que pour l'effluent de la colonne de sable parce que le calcaire se dissout graduellement et qu'il y a un relargage continu de la biomasse. Il va de soi que la formation de nitrate nécessite un traitement séparé, habituellement fait avec la dénitrification biologique. Le problème potentiel du pH et des solides en suspension devrait être reconstruit pour le procédé complet de nitrification et dénitrification biologique.

Pour la mine Holloway, l'ammoniaque et la toxicité dans l'effluent étaient les paramètres pouvant ne pas être conformes à la réglementation. Depuis septembre 1994, la réglementation du Ministère de l'Environnement de l'Ontario demande que les effluent miniers soient non toxiques pour la truite arc-en-ciel et *Daphnia magna*. L'ammoniac ( $\text{NH}_3$ ) peut rendre l'effluent toxique dans certaines conditions. La mesure de la toxicité de l'effluent est l'ultime mesure qui permet de prouver que le traitement par la nitrification biologique a été efficace. Les tests de toxicité avec la truite arc-en-ciel et *Daphnia magna* (Annexe J) ont démontré que le traitement par la nitrification biologique permettait d'enlever la toxicité de l'eau d'Holloway.

### 9.3 Sursaturation en $\text{CO}_2$ de l'eau testée

L'eau pour la mine d'Holloway est directement pompée d'une nappe d'eau souterraine, ce qui expliquerait la sursaturation en  $\text{CO}_2$ . Cette sursaturation a été mesurée par les tests décrits dans l'Annexe K (St-Germain, 1998).

Le fait que l'eau ait été sursaturée a eu un impact sur l'opération du système. Un effet direct de la sursaturation en  $\text{CO}_2$  est l'augmentation du pH quand l'eau est aérée à cause du dégazage du  $\text{CO}_2$ . Cet effet a été clairement observé lors de la mesure des profils de pH des colonnes (Figures 8.5, 8.6 et

8.7). Normalement, parce que la nitrification génère de l'acidité (équation 3),

le pH diminue et demeure stationnaire une fois que la réaction est complétée.

Hors, les profils ont démontré que le pH diminuait pendant la conversion de l'ammoniaque au nitrite mais une fois cette réaction complétée, le pH augmentait jusqu'à une valeur d'équilibre.

Un dégazage de  $\text{CO}_2$  constant semble avoir affecté l'activité des bactéries.

La période d'adaptation a été très longue pour les trois colonnes sans exception ce qui indique que l'effet était dû à la nature de l'eau étudiée. Il faut noter cependant que, bien que la période d'établissement ait été plus longue, les bactéries ont quand même pu s'établir avec une capacité de traitement similaire à ce qui avait été obtenu dans l'étude pilote précédente.

L'effet du débit d'air lui-même sur l'établissement des bactéries ne peut être considéré comme un facteur puisque dans les études précédentes les bactéries s'étaient établies en moins d'un mois avec le même débit d'air.

Un autre effet, qui devra être étudié de plus près, est une variation erratique du nitrite et du nitrate lors de la mesure des profils de concentration (Figures 8.5, 8.6 et 8.7). Cet effet, difficile à expliquer, a été observé pour les trois colonnes. La seule chose qui peut être envisagée est l'influence de la biomasse sur les mesures de nitrite et nitrate étant donné que les

échantillons analysés par chromatographie ionique étaient congelés sans être filtrés. En supposant qu'une partie du nitrite et du nitrate ait été adsorbée sur la biomasse, différentes concentrations de biomasse dans les différents échantillons auraient résulté en une variation erratique tel qu'observé dans les colonnes. Une telle variation du nitrite et du nitrate dans les profils de colonne n'a pas été observée lors de l'étude pilote précédente bien que les échantillons aient été manipulés de la même façon, ce qui suggère que le phénomène observé dans la présente étude était dû à la nature de l'eau.

Pour un procédé à pleine échelle qui impliquerait une eau sursaturée en  $\text{CO}_2$ , le problème du dégazage de  $\text{CO}_2$  pourrait être évité en faisant une pré-aération de l'eau avant le traitement en réacteur. La pré-aération consisterait simplement à aérer l'eau à être traitée par injection d'air jusqu'à l'obtention d'un pH stable.

#### **9.4 Évaluation des dimensions d'un réacteur à pleine échelle pour la mine Holloway**

Pour l'évaluation des dimensions d'un réacteur à pleine échelle pour la mine Holloway, la première chose à établir est la quantité de calcaire requise. La

quantité est déterminée par: 1) la quantité annuelle d'ammoniaque à être oxydé et 2) la pureté du calcaire ou le contenu en  $\text{CaCO}_3$ . Pour la mine Holloway en supposant un débit de 18.8  $\text{m}^3/\text{h}$  et une concentration en  $\text{NH}_4^+ \text{-N}$  de 40 mg N/L, la quantité de  $\text{NH}_4^+ \text{-N}$  qui doit être oxydé annuellement est de 6.59 t/a. La quantité de  $\text{CaCO}_3$  requis par année, en assumant un ratio de  $\text{CaCO}_3/\text{N}$  oxydé de 6.8, est de 44.8 t. Le contenu en  $\text{CaCO}_3$  du calcaire extrait d'une carrière varie d'une à l'autre. Pour les besoins de l'exercice, un contenu en  $\text{CaCO}_3$  de 80% est supposé. Donc 56.0 t/a de calcaire pourrait satisfaire à la demande d'Holloway.

Le deuxième paramètre de conception à établir est la hauteur de lit requise. Pour un lit de calcaire, à  $20^{\circ}\text{C}$ , la charge superficielle maximale qui pourra être appliquée est de  $1.0 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ . Le volume de lit requis déterminé par la quantité de  $\text{NH}_4^+ \text{-N}$  à enlever ( $18.8 \text{ m}^3/\text{h} * 40 \text{ g N/m}^3 = 752 \text{ g/h}$ ) et la capacité nitrifiante du lit à  $10^{\circ}\text{C}$  ( $26 \text{ g N/m}^3 \cdot \text{h}$ ) est de  $28.9 \text{ m}^3$  pour 99.7% de  $\text{CaCO}_3$ . Pour 80% de  $\text{CaCO}_3$ , le volume sera de  $36.1 \text{ m}^3$ . L'aire de surface du réacteur est déterminée par la charge superficielle ( $1.0 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ ) et le débit ( $18.8 \text{ m}^3/\text{h}$ ) et est de  $18.8 \text{ m}^2$ . Donc, la hauteur de lit déterminée par le volume total ( $36.1 \text{ m}^3$ ) et l'aire de surface ( $18.8 \text{ m}^2$ ), est de 1.92 m. Suivant cette approche, la quantité de calcaire requise serait de  $50.5 \text{ t}$  ( $36.1 \text{ m}^3 * 1.4$

t/m<sup>3</sup>, voir tableau 2.4 pour la densité), légèrement en deçà de l'estimé de 56.0 t/a fait plus haut.

Donc, le volume de lit requis pour Holloway est de 40.0 m<sup>3</sup> (56.0 t / 1.4 t/m<sup>3</sup>)

où la hauteur est de 2.13 m et l'aire de surface de 18.8 m<sup>2</sup>. En supposant une tête d'eau de 0.5 m et un espace libre de 0.6 m, la dimension totale du réacteur serait de 3.2 m de haut par 18.8 m<sup>2</sup> d'aire de surface ou 60.2 m<sup>3</sup>.

Etant donné la petite taille de l'application, l'option la plus avantageuse pour Holloway serait d'installer le réacteur dans la mine sous-terre, car à Holloway le minerai extrait est envoyé à un concentrateur externe et qu'il n'y a donc pas d'infrastructures en surface hormis les bureaux d'administration.

Evidemment, la faisabilité finale ne pourra être déterminée qu'une fois que le procédé complet de nitrification et dénitrification biologique aura été évalué.

En faisant une comparaison directe du lit de calcaire et du lit de sable avec apport externe de carbone inorganique, la présente étude a permis de mettre en évidence que non seulement le lit de calcaire permettait de supporter l'activité des bactéries nitrifiantes, et ce, sans ajout externe de carbone inorganique, mais qu'en fait, il était mieux adapté aux besoins des bactéries nitrifiantes.

## CHAPITRE 10

### CONCLUSIONS

Cette étude sur la nitrification d'un effluent minier sur lit de calcaire a démontré que :

1. Le calcaire comme matériau immobilisant est plus approprié pour les bactéries nitrifiantes que le sable avec apport externe de sources carbonées inorganiques pour les raisons suivantes :
  - les bactéries nitratantes sont beaucoup plus stables dans un lit de calcaire qu'un lit de sable;
  - contrairement au lit de sable, le lit de calcaire ne nécessite pas de lavages à contre-courant;
  - il a été démontré que les lavages à contre-courant affectent l'efficacité de la nitrification où le conversion du nitrite ( $\text{NO}_2^-$ ) en nitrate ( $\text{NO}_3^-$ ) est le facteur limitant.
2. La capacité de traitement avec le lit de calcaire était comparable à la capacité sur lit de sable en absence de lavage à contre-courant. Le taux d'enlèvement volumique basé sur le profil de concentration était de 26 g  $\text{N}/\text{m}^3\text{-h}$  à  $10^\circ\text{C}$  et 42 g  $\text{N}/\text{m}^3\text{-h}$  à  $20^\circ\text{C}$ .

3. Le taux de dissolution du calcaire est le paramètre limitant. Le débit en terme de charge superficielle appliquée indique que l'utilisation du calcaire comme substrat deviendrait limitant avec une augmentation de la température. A 20°C, la charge superficielle est de  $1 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ .
4. Lors de l'établissement des bactéries avec un lit de calcaire, le débit en continu initial ne doit pas être supérieur à 5 à 10% du débit à pleine capacité. Pour un lit de calcaire, 6.8 g de  $\text{CaCO}_3$  est consommé par g de  $[\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-]\text{-N}$  oxydé. Le pH dans les effluents de lits de calcaire peut être aussi bas que 5.
5. L'aération sert non seulement à fournir de l'oxygène mais aussi à améliorer le transfert de masse. L'aération discontinue (30 sec. en marche/ 30 sec. en arrêt) a été aussi efficace que l'aération continue. Le cycle et débit d'aération devraient être optimisés.
6. Le taux d'enlèvement volumique global n'est pas un bon indicateur de ce qui se passe réellement et sous-estime la capacité réelle. Le taux d'enlèvement volumique basé sur le profil de concentration devrait être utilisé pour une détermination plus adéquate de la capacité d'un réacteur.

7. La sursaturation en  $\text{CO}_2$  de l'eau d'Holloway a légèrement affecté l'activité des bactéries observé par une période d'adaptation plus longue et une capacité légèrement inférieure à ce qui avait été observé lors d'une étude précédente. Cependant, une pré-aération d'une eau sursaturée en  $\text{CO}_2$  permettrait le dégazage de l'excès de  $\text{CO}_2$ .

## CHAPITRE 11

### RECOMMENDATIONS

#### 11.1 Prochaines étapes

Bien que la faisabilité de la nitrification biologique sur lit de calcaire ait été démontrée et s'avère une option très intéressante pour le traitement d'effluents miniers à tout le moins, il y a encore de nombreuses questions en suspens avant qu'un système à pleine échelle soit pleinement applicable.

Premièrement, le fonctionnement et l'opération du réacteur proposé ainsi que la faisabilité avec du calcaire commercial doivent être vérifiés. Ensuite, l'établissement de la biomasse et l'aération doivent être optimisés. Finalement, la performance d'un tel procédé sous les conditions réelles, où la température, la concentration de l'ammoniaque et le débit hydraulique fluctuent doit être démontrée.

De plus, le procédé de dénitrification biologique avec le soufre élémentaire doit être étudié et optimisé en conjonction avec le procédé de nitrification biologique afin d'arriver à un système de traitement complet pour l'enlèvement des composés azotés inorganiques des effluents miniers.

## 11.2 Applications potentielles

La nitrification biologique sur lit de calcaire pourrait être facilement considérée pour les eaux provenant de nappes souterraines et l'eau potable puisqu'en général ces eaux ont un relativement faible contenu organique et s'apparentent donc à l'eau minière testée. Un réacteur à lit de calcaire deviendrait inefficace avec une augmentation du contenu organique dans l'eau traitée en favorisant la croissance des hétérotrophes qui finiraient par supplanter les nitrifiantes.

## CHAPITRE 12

### RÉFÉRENCES

APHA, AWWA, WPCF. (1989). Standard Methods For the Examination of Water and Wastewater, 17 ed., Am. Public Health Association, Washington, D.C.

ASTM. (1997), Annual Book of ASTM Standards 1997, ASTM International, West Conshohocken Pennsylvania, USA

BEAK CONSULTANTS. (1995). Economic Evaluation of Biological Nitrification for Holloway Mine Water. Report for Noranda Technology Centre, June.

BENEFIELD, L.D., J.F. JUDKINS AND B.L. WEAND. (1982). Process Chemistry for Water and Wastewater Treatment, Prentice-Hall, NJ, p. 445.

BENEFIELD, L.D. AND C.W. RANDALL. (1987). Activated sludge and its process modifications. Biological Process Design for Wastewater Treatment, 1<sup>st</sup> ed., InPrint, Virginia, pp. 218-256.

BOUWER, E.J.AND P.B. CROWE. (1988). Biological processes in drinking water treatment. J. AWWA, pp. 82-93.

COPP, J.B. AND K.L. MURPHY. (1995). Estimation of the active nitrifying biomass in activated sludge. Wat. Res., Vol. 29, No.8, pp.1855-1862.

CROLL, B.T., L.A. GREENE, T. HALL, C.J. WHITFORD AND T.F. ZABEL. (1985). Biological fluidised bed denitrification for potable water. Proceedings of the International Symposium in Advances in Water Engineering, pp.180-187.

DESJARDINS, R. (1990). Désinfection. Le traitement des eaux, 2e éd., Editions de l'Ecole Polytechnique de Montréal, pp.111-131.

DROSTE, R.L. (1997). Flow analysis of CM and PF reactors. Theory and Practice of Water and Wastewater Treatment, Wiley, p. 263.

FILLOS, J., V. DYAMANDOGLU, L.A. CARRIO AND L. ROBINSON. (1996). Full-scale evaluation of biological nitrogen removal in the step-feed activated sludge process. Wat. Environ. Res., Vol. 68, No.2, pp. 132-142.

GAUNTLETT, R.B. (1981). Removal of ammonia and nitrate in the treatment of potable water. Biological Fluidized Bed Treatment Water Wastewater Conference Proceedings, PF Cooper *et al.*, pp. 48-58.

GROS, H., G. SCHNOOR AND P. RUTTEN. (1986). Nitrate removal from groundwater by autotrophic microorganisms. Wat. Supply, Vol. 4, pp. 11-21.

HOEK VAN DER, J.P., J.W.N.M. KAPPELHOF AND W.A.M. HIJNEN. (1992). Biological nitrate removal from groundwater by sulphur/limestone denitrification. J. of Chem. Technol. and Biotechnol., Vol. 54, No. 2, pp. 197-200.

HOEK VAN DER, J.P., J.C. KRUITHOF AND J.C. SCHIPPERS. (1991). Design, operation and maintenance of a 35 m<sup>3</sup>/h sulphur/limestone demonstration plant for nitrate removal from groundwater. Wat. Supply, Vol.9, No. 3-4, pp. SS1-4 to SS1-10.

HORN, H. AND D. C. HEMPEL. (1997). Growth and decay in an auto/heterotrophic biofilm. Wat. Res., Vol. 31, No. 9, pp. 2243-2252.

KOWALSKI, E. AND Z. LEWANDOWSKI. (1983). Nitrification process in a packed bed reactor with a chemically active bed. Wat. Res., Vol. 17, pp. 157-160.

MARSHALL, R.C. (1990). The costs of environmental mitigation measures: a case study of Noranda's Montanore project. USDA Forest Service, Minerals and Geology, pp. 83-91.

MARTIN, G., G. BLANCHARD ET M. POUILLOT. (1993). Aerobic biological nitrification using biomass granulates. US Patent #5228997, July 20.

MATEJU, V., S. CIZINSKA, J. KREJCI AMD T. JANOCHE. (1992). Biological water denitrification – a review. Enzyme Microbiol. Technol., Vol. 14, pp. 170-183.

METCALF & EDDY, INC. (1991). Wastewater Engineering Treatment, Disposal and Reuse, 3<sup>rd</sup> ed., McGraw-Hill, NY.

NAPIER, B. (1988). In situ biodenitrification of the S-3 ponds. Environ. Progress, Vol. 7, No. 1, pp. 13-16.

OKABE, S., H. SATOH AND Y. WATANABE. (1999). In situ analysis of nitrifying biofilms as determined by in situ hybridization and the use of microelectrodes. Appl. Environ. Microbiol., Vol. 65, No. 7, pp. 3182-3191.

OVERATH, H., A. HAUSSMAN AND K. HABERER. (1986). Biological nitrate elimination by *Thiobacillus Denitrificans* using elemental sulfur fixed on granular activated carbon as electron donor. Vom Wasser, Vol. 66.

PAUL, E.A. AND F.E. CLARK. (1989). Transformation of nitrogen between the organic and inorganic phase and to nitrate. Soil Microbiology and Biochemistry, Academic Press, San Diego, CA, pp. 133-148.

PELCZAR, M.J., E.C.S. CHAN AND N.R. KRIEG. (1986). Microbiology, 5<sup>th</sup> ed., McGraw-Hill, NY.

PRINCIC, A., I. MAHNE, F. MEGUSAR, E.A. PAUL AND J.M. TIEDJE. (1998). Effects of pH and oxygen and ammonium concentrations on the community structure of nitrifying bacteria from wastewater. Appl. and Environ. Microbiol., Vol. 64, No. 10, pp. 3584-3590.

RAVARINI, P., J. COUTELLE AND F. DAMEZ. (1988). L'usine de Dennemont - une unité de dénitrification-nitrification à grande échelle. Techniques, Sciences, Méthodes, pp. 235-240.

RICHARD, Y.R. (1989). Operating experiences of full-scale biological and ion-exchange denitrification plants in France. J. of the Inst. of Wat. and Environ. Management, Vol. 3, No. 2, pp. 154-167.

ROENNEFAHRT, K.W. (1986). Nitrate elimination with heterotrophic aquatic microorganisms in fixed bed reactors with buoyant carriers. Aqua, No. 5, pp. 283-285.

RUSTEN, B., L.J. HEM AND H. ODEGAARD. (1995). Nitrification of municipal wastewater in moving-bed biofilm reactors. Wat. Environ. Res., Vol. 67, No.1, pp. 75-86.

RUSTEN, B., L.J. HEM AND H. ODEGAARD. (1995). Nitrogen removal from dilute wastewater in cold climate using moving-bed biofilm reactors. Wat. Environ. Res., Vol. 67, No.1, pp. 65-74.

SCHRAMM, A., L.H. LARSEN, N.P. REVSBECH, N.B. RAMSING, R. AMANN AND K-H. SCHLEIFER. (1996). Structure and function of a nitrifying

biofilm as determined by in situ hybridization and the use of microelectrodes.

Appl. and Environ. Microbiol., Vol. 62, No. 12, pp. 4641-4647.

SHEINTUCH, M., B. TARTAKOVSKY, N. NARKIS AND M. REBHUN. (1995).

Substrate inhibition and multiple states in a continuous nitrification process.

Wat. Res., Vol. 29, No. 3, pp. 953-973.

ST-GERMAIN, P., D. SHINK AND N. KUYUCAK. (1994). Biological nitrification and denitrification of mine waters: a mini-pilot plant study.

Noranda Technology Centre Internal Report, Project #V31331.

ST-GERMAIN, P. AND D. SHINK. (1996). Biological nitrification and denitrification of mine waters: a pilot plant study. Noranda Technology Centre Internal Report, Project # V31331.

ST-GERMAIN, P. (1998). Cause of pH rise in Holloway mine water upon aeration. Internal Memorandum, Noranda Technology Centre, February.

SURAMPALLI, R.Y., O.K. SCHEIBLE AND S.K. BANERJI. (1995). Nitrification in single-stage trickling filters. Environ. Progress., Vol. 4, No. 3, pp. 164-171.

TAN, K.G., R.E. MOLNAR AND MINERAL SCIENCES LABORATORIES STAFF. (1995). Ammonia control consortium – pilot campaign results and final report. CANMET Mineral Sciences Laboratories Division Report MSL 95-17 (CR).

WELANDER, U., T. HENRYSSON AND T. WELANDER. (1997). Nitrification of landfill leachate using suspended-carrier biofilm technology. Wat. Res., Vol. 31, No.9, pp. 2351-2355.

WILSON, R.W. (1995). Biological Nitrification of Mine Water. Beak Ref# : 5123.1, June 1995.

YAMAGUCHI, T., P. MOLDRUP, S. TERANISHI AND D.E. ROLSTON. (1990). Denitrification in porous media during rapid, continuous leaching of synthetic wastewater at saturated water flow. J. Environ. Qual., Vol. 19, pp.676-683.

ZHANG, T.C. AND P.L. BISHOP. (1996). Evaluation of substrate and pH effects in a nitrifying biofilm. Wat. Environ. Res., Vol. 68, No.7, pp. 1107-1115.

ZEHNDER, A.J.B. (1988). Ecology of denitrification and dissimilatory nitrate reduction to ammonium. Biology of Anaerobic Microorganisms, John Wiley & Sons, NY, pp. 179-245.

**ANNEXE A: Détails des calculs pour l'évaluation économique**

Table A.1 Estimate of Total Reactor Volume Required Based on Literature Data

Reactor Type	Electron donor	Removal ratio as stated in the reference	kg N/m <sup>3</sup> ·d	Temperature (°C)	Reference	Rate selected for computation*		Empty bed volume required Golden Giant Mine (m <sup>3</sup> )
						minimum	maximum	
<b>NITRIFICATION</b>								
Packed-bed	n/a	30 g NH <sub>4</sub> -N/m <sup>3</sup> ·h 0.15 kg NH <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> ·d	0.72 0.12	10	St-Germain and Shink, 1985 Ravazini <i>et al.</i> , 1988	0.12	0.72	200.0 1200.0
Fluidized-bed	n/a	0.5 mg N/m <sup>3</sup> ·min (Figure 3-2)	0.72		Gauntlett, 1981	0.72		200.0 17.5
Trickling filter	n/a	0.028 - 0.06 gal/m <sup>2</sup> ·min (Table 10-13) [NH <sub>3</sub> -N] = 25 mg/L (Table 3-16) 7 ft depth (Table 10-13)	0.06 0.2		Metcalf & Eddy, 1991			
Moving bed	n/a	1.17 - 3.2 lb NH <sub>3</sub> -N/1000 ft <sup>3</sup> ·d 1.14 - 2.16 lb NH <sub>3</sub> -N/1000 ft <sup>3</sup> ·d 300-400 g NH <sub>4</sub> -N/m <sup>3</sup> ·d	0.019 - 0.0512 0.018 - 0.0344 0.3 - 0.4	< 16 > 17 10	Surampalli <i>et al.</i> , 1995 Surampalli <i>et al.</i> , 1995 Rusten <i>et al.</i> , 1995	0.02 0.035	0.06 0.35	2860.0 7200.0 411.4
<b>DENITRIFICATION</b>								
Heterotrophic								
Packed-bed	org. matter	30 g N/m <sup>3</sup> ·h 5 kg NO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> ·d 0.4 - 1.5 kg NO <sub>3</sub> -N/m <sup>3</sup> ·d 2.5 - 12 g N/m <sup>3</sup> ·hr 5 - 24 g N/m <sup>3</sup> ·hr 7 lb NO <sub>3</sub> -N/1000 ft <sup>3</sup> ·d (Table 11-23) 106 lb NO <sub>3</sub> -N/1000 ft <sup>3</sup> ·d (Table 11-23)	0.72 1.15 0.4 - 1.5 0.06 - 0.288 0.12 - 0.56 0.112 1.886	10 10-12 10 20 20 20	St-Germain and Shink, 1985 Ravazini <i>et al.</i> , 1988 Matsui <i>et al.</i> , 1992 Gauntlett, 1981 Metcalf & Eddy, 1991 Metcalf & Eddy, 1991	0.06	1.5 2400.0	96.0 210.0
Fluidized bed	org. matter	2.10 - 11.30 kg NO <sub>3</sub> -N/m <sup>3</sup> ·d 160 g N/m <sup>3</sup> ·h 310 g N/m <sup>3</sup> ·h 337.5 lb NO <sub>3</sub> -N/1000 ft <sup>3</sup> ·d (Table 11-23) 875 lb NO <sub>3</sub> -N/1000 ft <sup>3</sup> ·d (Table 11-23)	2.10 - 11.30 3.64 7.44 5.4 14	10-11 10 20 20 20	Matsui <i>et al.</i> , 1992 Gauntlett, 1981 Gauntlett, 1981 Metcalf & Eddy, 1991 Metcalf & Eddy, 1991	2.1	11.3	12.7 68.6
Rapid infiltration system	org. matter	10.26 g mg/L·h 0.6 - 1.5 mg/L·h 700 g NO <sub>3</sub> -N/m <sup>3</sup> ·d	0.24 - 0.65 0.014 - 0.038 0.7	10 10 10	Yamaguchi <i>et al.</i> , 1990 Yamaguchi <i>et al.</i> , 1990 Rusten <i>et al.</i> , 1995	0.04 0.01 0.7	3600.0 14400.0 205.7	427.5 1260.0 18.0
Moving-bed	org. matter							
Autotrophic								
Slow filtration bed	elem. S	0.032 kg NO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> ·h	0.07		Van der Hooch <i>et al.</i> , 1991	0.07		2057.1 180.0
Packed bed	hydrogen	0.14-1.08 kg NO <sub>3</sub> -N/m <sup>3</sup> ·d 0.25 kg NO <sub>3</sub> -N/m <sup>3</sup> ·d	0.14 0.25	16 10	Matsui <i>et al.</i> , 1992 Matsui <i>et al.</i> , 1992	0.14	1.08	133.3 1028.6
Fluidized bed	hydrogen	0.6 kg NO <sub>3</sub> -N/m <sup>3</sup> ·d 1.3 kg NO <sub>3</sub> -N/m <sup>3</sup> ·d	0.6 1.3	5 20	Matsui <i>et al.</i> , 1992 Matsui <i>et al.</i> , 1992	0.6	1.3	110.6 240.0

\* rate selected based on temperature of around 10°C

Table A.2 Cost and Reference of Reagents Used in Operating Cost Evaluation

Reagent	Cost* as given	\$/kg	Reference	Specifics
<b>NITRIFICATION</b>				
*alk req. (as CaCO <sub>3</sub> equiv.): 7.3				
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	\$21.80 US/100 lbs	0.67	Chemical Market Reporter, vol. 251, #3, January 20, 1997	USP, powd. reg. grade bags
CaCO <sub>3</sub>	\$510 US/ton	0.79	Chemical Market Reporter, vol. 251, #3, January 20, 1997	hydrated bgs
	\$87.50 US/ton	0.13	Chemical Market Reporter, vol. 251, #3, January 20, 1997	dry, coarse (9-17 um) bgs, bulk
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>				
Phosphate rock	\$30.50 US/100 lbs	0.94	Chemical Market Reporter, vol. 251, #3, January 20, 1997	commercial and technical, 75% tanks, fri.
	\$30.00/ton**	0.06	Chemical Market Reporter, vol. 251, #3, January 20, 1997	Fla. land pebbles, run of mine, washed, 66-68% bone
				phosphate of lime, bulk car load
<b>HETEROOTPHIC DENITRIFICATION</b>				
Methanol (CH <sub>3</sub> OH)	\$340/MT	0.34	Neil Dorcas, Commodity Specialist for Noranda, fax sent April 1994	min. delivery of 20 metric ton, delivered at Rouyn-Noranda
Ethanol (CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> OH)	\$860/MT	0.86	Neil Dorcas, Commodity Specialist for Noranda, fax sent April 1994	min. delivery of 20 metric ton, delivered at Rouyn-Noranda
Acetic acid (CH <sub>3</sub> COOH)	\$980/MT	0.98	Neil Dorcas, Commodity Specialist for Noranda, fax sent April 1994	min. delivery of 20 metric ton, delivered at Rouyn-Noranda
<b>AUTOTROPHIC DENITRIFICATION</b>				
Elemental sulfur	\$55.00 US/MT	0.08	Chemical Market Reporter, vol. 251, #3, January 20, 1997	recovered, f.o.b. Vancouver
Hydrogen (H <sub>2</sub> )	\$6.50/m <sup>3</sup>	0.5	(\$/m <sup>3</sup> ) Neil Dorcas, Commodity Specialist for Noranda, fax sent April 1994	

\*US exchange rate= 1.4

\*\*ton= short ton=2000 lbs=908 kg

Table A.3 Estimation of Reagents Requirements and Costs for Golden Giant Mine Water

Effluent Characteristics							
Flow rate	300	m <sup>3</sup> /hr		2628000	m <sup>3</sup> /yr		
NH <sub>3</sub> -N Concentration	20	g/m <sup>3</sup>					
NO <sub>3</sub> -N Concentration	8	g/m <sup>3</sup>					
total N	28	g/m <sup>3</sup>					
BOD to be removed	50	g/m <sup>3</sup>					
NH <sub>3</sub> -N loading	144	kg/d					

Reagents Requirements		Weight Ratio reagent	Weight Ratio	Quantity of Reagent Required		Reagent Unit Cost (\$/kg)	Cost	
				(g/m <sup>3</sup> )	(L/m <sup>3</sup> )		(\$/m <sup>3</sup> )	(\$/yr)
<b>NITRIFICATION</b>								
C source [alk. requ. as CaCO <sub>3</sub> equiv.: 7.3*]			as CaCO <sub>3</sub> equiv.					
NaHCO <sub>3</sub>	11.3	13.4		226		0.67	0.15	397932
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	10.5	9.9		210		0.79	0.17	435985
CaCO <sub>3</sub>	7.3	7.3		146		0.13	0.02	49879
P source			as P equiv.*					
K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	0.822	0.15		16.44				
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	0.022	0.0068		0.44		0.94	0.0004	1087
<b>HETEROTROPHIC DENITRIFICATION</b>								
C source		Weight ratio reagent	Weight ratio	Quantity of Reagent Required	Reagent Unit Cost (\$/kg)		Cost	
				(g/m <sup>3</sup> )	(L/m <sup>3</sup> )	(\$/kg)	(\$/m <sup>3</sup> )	(\$/yr)
Methanol (CH <sub>3</sub> OH)**	3.25			65		0.34	0.02	58079
Ethanol (CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> OH)**	2.67			53.4		0.86	0.05	120688
Acetic acid (CH <sub>3</sub> COOH)**	4.37			87.4		0.98	0.09	225093
Acetic acid (CH <sub>3</sub> COOH)***	1.6			32		0.98	0.03	82414
P source			as P equiv.*					
K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	0.34	0.06		6.8				
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	0.19	0.06		3.8		0.94	0.0036	9387
P source for BOD polishing		reagent/BOD	as P/BOD*					
K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	0.06	0.01		1.5		0.94	0.0014	3705
<b>AUTOTROPHIC DENITRIFICATION</b>								
C source [alk. requ. as CaCO <sub>3</sub> equiv.: 8.1****]		Weight ratio reagent	Weight ratio	Quantity of Reagent Required	Reagent Unit Cost (\$/kg)		Cost	
				(g/m <sup>3</sup> )	(L/m <sup>3</sup> )	(\$/kg)	(\$/m <sup>3</sup> )	(\$/yr)
			as CaCO <sub>3</sub> equiv.			(\$/L for H <sub>2</sub> )		
NaHCO <sub>3</sub>	6.8	8.1		136		0.67	0.09	239463
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	8.6	8.1		172		0.79	0.14	357093
CaCO <sub>3</sub>	8.1	8.1		162		0.13	0.02	55346
Electron donor								
Elemental sulfur**	3			60		0.08	0.0048	12614
Hydrogen (H <sub>2</sub> )**	0.39			7.8	86.50	0.0005	0.04	113654
P source			as P equiv.*					
K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	0.822	0.15		16.44		0.94	0.0004	1087
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	0.022	0.0068		0.44				

\*: St-Germain *et al.*, 1995\*\*: Mateju *et al.*, 1992

\*\*\*: Napier, 1988

\*\*\*\*: van der Hoek *et al.*, 1991

Table A.4 Estimation of Reagents Requirements and Costs for Holloway Mine Water

Effluent Characteristics		Weight Ratio reagent	Weight Ratio	Quantity of Reagent Required		Reagent Unit Cost (\$/kg)	Cost	
				(g/m3)	(L/m3)		(\$/m3)	(\$/yr)
Flow rate	18.75 164250		m3/hr m3/yr					
NH3-N Concentration	28		g/m3					
NO3-N Concentration	10		g/m3					
total N	38		g/m3					
BOD to be removed	50		g/m3					
NH3-N loading	12.6		kg/d					
Reagents Requirements		Weight Ratio reagent	Weight Ratio	Quantity of Reagent Required		Reagent cost (\$/kg)	Cost	
NITRIFICATION				(g/m3)	(L/m3)		(\$/m3)	(\$/yr)
C source [alk. requ. as CaCO <sub>3</sub> equiv.: 7.3*]			as CaCO <sub>3</sub> equiv.					
NaHCO <sub>3</sub>	11.3		13.4	316.4		0.67	0.21	34819
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	10.5		9.9	294		0.79	0.23	38149
CaCO <sub>3</sub>	7.3		7.3	204.4		0.13	0.03	4364
P source			as P equiv.*					
K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	0.822		0.15	23.016				
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	0.022		0.0068	0.616		0.94	0.0006	95
HETROTROPHIC DENITRIFICATION		Weight Ratio reagent	Weight Ratio	Quantity of Reagent Required		Reagent cost (\$/kg)	Cost	
				(g/m3)	(L/m3)		(\$/m3)	(\$/yr)
C source								
Methanol (CH <sub>3</sub> OH)**	3.25			123.5		0.34	0.04	6897
Ethanol (CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> OH)**	2.67			101.46		0.86	0.09	14332
Acetic acid (CH <sub>3</sub> COOH)**	4.37			166.06		0.98	0.16	26730
Acetic acid (CH <sub>3</sub> COOH)***	1.6			60.8		0.98	0.06	9787
P source			as P equiv.*					
K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	0.34		0.06	12.92				
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	0.19		0.06	7.22		0.94	0.01	1115
P source for BOD polishing								
K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	0.06		as P/BOD*					
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	0.03		0.01	1.5		0.94	0.0014	232
AUTOTROPHIC DENITRIFICATION		Weight Ratio reagent	Weight Ratio	Quantity of Reagent Required		Reagent Unit Cost (\$/kg) (\$/L for H <sub>2</sub> )	Cost	
				(g/m3)	(L/m3)		(\$/m3)	(\$/yr)
C source [alk. requ. as CaCO <sub>3</sub> equiv.: 8.1****]			as CaCO <sub>3</sub> equiv.					
NaHCO <sub>3</sub>	6.8		8.1	258		0.67	0.17	28436
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	8.6		8.1	327		0.79	0.26	42405
CaCO <sub>3</sub>	8.1		8.1	308		0.13	0.04	6572
Electron donor								
Elemental sulfur**	3			114		0.08	0.01	1498
Hydrogen (H <sub>2</sub> )**	0.39			14.82	164	0.0005	0.08	13496
P source			as P equiv.*					
K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	0.822		0.15	31.24				
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	0.022		0.0068	0.84		0.94	0.0008	129

\*: St-Germain *et al.*, 1995\*\*: Mateju *et al.*, 1992

\*\*\*: Napier, 1988

\*\*\*\*: van der Hoek *et al.*, 1991

Table A.5 Global Reagents Cost

Scenarios	Mine	Process Unit					Total Cost (\$/yr)
		Nitrification		Denitrification		BOD Polishing	
		NaHCO <sub>3</sub>	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	methanol	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	
Base case (NaHCO <sub>3</sub> , methanol)	Hemlo Holloway	397932	1087	58079	9387		470190
		34819	95	6897	1115		43157
		CaCO <sub>3</sub>	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	methanol	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	
Alternative I (CaCO <sub>3</sub> , methanol)	Hemlo Holloway	49879	1087	58079	9387		122138
		4364	95	6897	1115		12703
		CaCO <sub>3</sub>	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	CaCO <sub>3</sub>	elem. S	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	
Alternative II (CaCO <sub>3</sub> , elemental S)	Hemlo Holloway	28777	1087	55346	12614	1087	98911
		3357	95	6572	1498	129	11652

**ANNEXE B: Description/Caractéristiques des colonnes**

## Données techniques des réacteurs

Material of Construction:	Clear PVC
External Diameter:	2"
Wall thickness:	1/2"
Internal Diameter:	1 1/2"
Overall Column Height:	148 1/2" (3.77 m)
Ports Openings:	1/4" NPT
Bottom Plate Media Support only)	perforated plate, 1 1/4" from bottom (column 2
Bottom Entry Ports:	1/2" NPT
Top Discharge Ports:	1/2" NPT
Top Vent Opening:	1 5/8"
Internal Area:	11.40 cm <sup>2</sup>
Column capacity:	40 mL/in
Water jacket external diameter:	3 1/2"
Water jacket internal diameter:	3"
Water jacket height:	116 1/4" (2.96 m)

## Tube for Head Loss Measurements

Material of Construction:	Clear PVC
Internal Diameter:	1"
External Diameter:	1 1/4"
Wall Thickness:	1/4"
Overall Height:	148 1/2" (3.77m)

### Emplacement des ports d'échantillonnage

Colonne	C1	C2	C3
Colonne B/W	-	145 1/2"	-
Colonne O/F	127 3/8"	130 1/2"	127 3/4"
Po12	-	87 1/2"	-
Po11	91 5/8"	75 1/2"	91 3/4"
Po10	79 5/8"	63 1/2"	79 3/4"
Po9	67 5/8"	51 1/2"	67 3/4"
Po8	55 5/8"	39 1/2"	55 3/4"
Po7	43 5/8"	27 1/2"	43 3/4"
Po6	31 5/8"	15 1/2"	31 3/4"
Po5	19 5/8"	11 3/8"	19 3/4"
Po4	15 5/8"	9 1/2"	15 3/4"
Po3	11 5/8"	6 1/2"	11 3/4"
Po2 (port d'entrée d'air)	4 1/2"	4 1/2"	4 1/2"
Po1 (port d'alimentation)	3 1/2"	3 1/2"	3 1/2"
Plaque de support	-	1 1/4"	-
Colonne (au plus bas) 0"	0"	0"	0"

### Caractérisation hydraulique

Colonne	C1	C2	C3
Total graded support bed height	9 1/4"	7 1/4"	10 1/8"
Fine media height	72"	72"	72"
Media Volume			
Graded support bed			
15.9-25.4 mm	65 ml	65 ml	65 ml
12.7-19 mm	65 ml	65 ml	65 ml
6.35-12.7 mm	65 ml	65 ml	65 ml
3.17-6.35 mm	65 ml	65 ml	65 ml
Reactive bed			
Fine media	2500 ml	2640 ml	2540 ml
Void volume (measured volume)			
Total graded support bed	446 ml	400 ml	400 ml
Fine media	574 ml	470 ml	830 ml
Estimated Dead Space volume (bottom of column)	height 1 1/2" EBV 43.4 ml	1 1/4" 36.2 ml	1 1/2" 43.4 ml
[C1 and C3 no support plate used 15.9-25.4 mm silica rocks porosity: 30% volume estimated as empty bed volume * 30%]	volume 13.0 ml		13.0 ml
Head Volume			
Filter to effluent port volume	1530 ml	1620 ml	1450 ml
Effluent to B/W port volume	500 ml	540 ml	560 ml
Dry weight of media put in			
15.9-25.4 mm	122.8 g	77.3 g	94.4 g
12.7-19 mm	95.5 g	65.7 g	108.6 g
6.35-12.7 mm	88.4 g	95.2 g	98.4 g
3.17-6.35 mm	92.2 g	84.4 g	103.2 g
Fine media	3443.5 g	3722.5 g	3815.9 g
Media density	1.38 g/ml	1.41 g/ml	1.50 g/ml
Measured Porosity	41.5%	43.5%	37.5%
Specific Surface Area $m^2/m^3$	1000 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	1000 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	1000
$d_{moyen}$	2.4 mm	3 mm	2.4 mm

**ANNEXE C: Caractérisation de l'eau minière**

**Tableau C.1 Caractérisation de l'eau minière d'Holloway****Chimie générale**

Paramètre	Unité	Concentration
pH	-	7.1
NH <sub>4</sub>	mg N/L	17
NO <sub>2</sub>	mg N/L	3.92
NO <sub>3</sub>	mg N/L	65.7
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	mg/L	226
PO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	mg/L	0.05
TSS	mg/L	37
TOC	mg/L	5.5
Dureté	mg CaCO <sub>3</sub> /L	352.3

Tableau C.2 Caractérisation de l'eau minière d'Holloway

Ion	Concentration (mg/L)	
	Dissous	total
Al	< 0.2	0.209
As	0.021	0.023
Be	<0.01	<0.01
Bi	<0.02	<0.02
Ca	86.48	86.43
Cd	<0.002	<0.002
Co	0.003	0.003
Cr	<0.02	<0.02
Cu	<0.02	<0.02
Fe	0.564	0.712
Ga	<0.02	<0.02
In	<0.002	<0.002
K	27.98	28.0
Li	0.025	0.026
Mg	33.33	33.13
Mn	0.069	0.073
Mo	0.036	0.037
Na	85.3	84.87
Ni	<0.02	<0.02
P	<0.2	<0.2
Pb	<0.02	<0.02
S	110.7	109.9
Sb	0.025	0.028
Se	<0.02	<0.02
Si	6.08	6.27
Sn	<0.02	<0.02
Sr	3.77	3.78
Te	<0.02	<0.02
Ti	<0.02	<0.02
Tl	<0.02	<0.02
Zn	0.098	0.192

**ANNEXE D: Caractérisation des matériaux immobilisants**

**ANNEXE D.1: Fiche technique du sable de la colonne C3 et analyse  
granulométrique du matériau immobilisant pour chaque colonne**

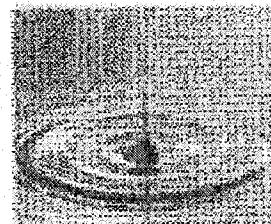
La fiche suivante résume les spécifications techniques du sable utilisé pour

C3. Cette fiche a été fournie par Daubois, St-Léonard qui était le fournisseur  
pour le sable.



## SABLE ET GRAVIER DE FILTRATION

Pour usage industriel sur lits filtrants



### 1- Description du produit

#### 1.1 USAGE PRINCIPAL

Le SABLE ET GRAVIER DE FILTRATION est utilisé dans les processus industriels de traitement des eaux et préparation dans la préparation de lits filtrants, selon les spécifications du concepteur de l'île et des besoins de construction.

#### 1.2 COMPOSITION

Le SABLE ET GRAVIER DE FILTRATION sont des assemblages de sables et cailloux bien tamis, avec des matières minérales et sont facilement émiettées et compactées pour leur facile pour pouvoir être livrées à rouler et évaluer.

#### 1.3 EMPAQUETAGE

Barre de 45kg (10 lb)

#### 1.4 POIDS COURANT

Barre de 45 kg (10 lb) dans un volume de 0.038 m<sup>3</sup> (1 pied cube)

#### 1.5 AVANTAGES

- Sable et gravier lave et rase poussiéreux
- Une dispensez négociée
- Livraison assurée d'assurance
- Produit de plus grande durabilité
- Généralement préparé

### 2- Données techniques

#### 2.1 NORMES APPLICABLES

Le SABLE ET GRAVIER DE FILTRATION respecte les normes ANSI/ASCE 14, B100-1994 et ANSI/ASCE 1

Tableau I - Granulométrie du sable de filtration (% passant)

taille	0.45 mm	0.65 mm	0.85 mm	1.05 mm	1.30 mm	1.65 mm
0.75 mm	94					
1.00 mm	82					
1.25 mm	75					
1.50 mm	610					
1.75 mm	122	112				
2.00 mm	138	94				
2.25 mm	117	93	100			
2.50 mm	108	98.9	100	50		
2.75 mm	84	82.9	90	58		
3.00 mm	71	72.3	53	22		
3.25 mm	59	54.2	19	5		
3.50 mm	48	44.1	3	1		
3.75 mm	44	31	1	2		
4.00 mm	35	27	0.4			
4.25 mm	32	24				
4.50 mm	25	20				
4.75 mm	25	16				
5.00 mm	25	13				
5.25 mm	25	10				
5.50 mm	25	8				
5.75 mm	25	6				
6.00 mm	25	4				
6.25 mm	25	2				
6.50 mm	25	0				
7.00 mm	15	0				
7.50 mm	10	0				
8.00 mm	5	0				
8.50 mm	2	0				
9.00 mm	1	0				
9.50 mm	0	0				
10.00 mm	0	0				
10.50 mm	0	0				
11.00 mm	0	0				
11.50 mm	0	0				
12.00 mm	0	0				
12.50 mm	0	0				
13.00 mm	0	0				
13.50 mm	0	0				
14.00 mm	0	0				
14.50 mm	0	0				
15.00 mm	0	0				
15.50 mm	0	0				
16.00 mm	0	0				
16.50 mm	0	0				
17.00 mm	0	0				
17.50 mm	0	0				
18.00 mm	0	0				
18.50 mm	0	0				
19.00 mm	0	0				
19.50 mm	0	0				
20.00 mm	0	0				
20.50 mm	0	0				
21.00 mm	0	0				
21.50 mm	0	0				
22.00 mm	0	0				
22.50 mm	0	0				
23.00 mm	0	0				
23.50 mm	0	0				
24.00 mm	0	0				
24.50 mm	0	0				
25.00 mm	0	0				
25.50 mm	0	0				
26.00 mm	0	0				
26.50 mm	0	0				
27.00 mm	0	0				
27.50 mm	0	0				
28.00 mm	0	0				
28.50 mm	0	0				
29.00 mm	0	0				
29.50 mm	0	0				
30.00 mm	0	0				
30.50 mm	0	0				
31.00 mm	0	0				
31.50 mm	0	0				
32.00 mm	0	0				
32.50 mm	0	0				
33.00 mm	0	0				
33.50 mm	0	0				
34.00 mm	0	0				
34.50 mm	0	0				
35.00 mm	0	0				
35.50 mm	0	0				
36.00 mm	0	0				
36.50 mm	0	0				
37.00 mm	0	0				
37.50 mm	0	0				
38.00 mm	0	0				
38.50 mm	0	0				
39.00 mm	0	0				
39.50 mm	0	0				
40.00 mm	0	0				
40.50 mm	0	0				
41.00 mm	0	0				
41.50 mm	0	0				
42.00 mm	0	0				
42.50 mm	0	0				
43.00 mm	0	0				
43.50 mm	0	0				
44.00 mm	0	0				
44.50 mm	0	0				
45.00 mm	0	0				
45.50 mm	0	0				
46.00 mm	0	0				
46.50 mm	0	0				
47.00 mm	0	0				
47.50 mm	0	0				
48.00 mm	0	0				
48.50 mm	0	0				
49.00 mm	0	0				
49.50 mm	0	0				
50.00 mm	0	0				
50.50 mm	0	0				
51.00 mm	0	0				
51.50 mm	0	0				
52.00 mm	0	0				
52.50 mm	0	0				
53.00 mm	0	0				
53.50 mm	0	0				
54.00 mm	0	0				
54.50 mm	0	0				
55.00 mm	0	0				
55.50 mm	0	0				
56.00 mm	0	0				
56.50 mm	0	0				
57.00 mm	0	0				
57.50 mm	0	0				
58.00 mm	0	0				
58.50 mm	0	0				
59.00 mm	0	0				
59.50 mm	0	0				
60.00 mm	0	0				
60.50 mm	0	0				
61.00 mm	0	0				
61.50 mm	0	0				
62.00 mm	0	0				
62.50 mm	0	0				
63.00 mm	0	0				
63.50 mm	0	0				
64.00 mm	0	0				
64.50 mm	0	0				
65.00 mm	0	0				
65.50 mm	0	0				
66.00 mm	0	0				
66.50 mm	0	0				
67.00 mm	0	0				
67.50 mm	0	0				
68.00 mm	0	0				
68.50 mm	0	0				
69.00 mm	0	0				
69.50 mm	0	0				
70.00 mm	0	0				
70.50 mm	0	0				
71.00 mm	0	0				
71.50 mm	0	0				
72.00 mm	0	0				
72.50 mm	0	0				
73.00 mm	0	0				
73.50 mm	0	0				
74.00 mm	0	0				
74.50 mm	0	0				
75.00 mm	0	0				
75.50 mm	0	0				
76.00 mm	0	0				
76.50 mm	0	0				
77.00 mm	0	0				
77.50 mm	0	0				
78.00 mm	0	0				
78.50 mm	0	0				
79.00 mm	0	0				
79.50 mm	0	0				
80.00 mm	0	0				
80.50 mm	0	0				
81.00 mm	0	0				
81.50 mm	0	0				
82.00 mm	0	0				
82.50 mm	0	0				
83.00 mm	0	0				
83.50 mm	0	0				
84.00 mm	0	0				
84.50 mm	0	0				
85.00 mm	0	0				
85.50 mm	0	0				
86.00 mm	0	0				
86.50 mm	0	0				
87.00 mm	0	0				
87.50 mm	0	0				
88.00 mm	0	0				
88.50 mm	0	0				
89.00 mm	0	0				
89.50 mm	0	0				
90.00 mm	0	0				
90.50 mm	0	0				
91.00 mm	0	0				
91.50 mm	0	0				
92.00 mm	0	0				
92.50 mm	0	0				
93.00 mm	0	0				
93.50 mm	0	0				
94.00 mm	0	0				
94.50 mm	0	0				
95.00 mm	0	0				
95.50 mm	0	0				
96.00 mm	0	0				
96.50 mm	0	0				
97.00 mm	0	0				
97.50 mm	0	0				
98.00 mm	0	0				
98.50 mm	0	0				
99.00 mm	0	0				
99.50 mm	0	0				
100.00 mm	0	0				

### 2- Installation

#### 2.1 INSTALLATION

Le SABLE ET GRAVIER DE FILTRATION doit être installé selon les spécifications du concepteur de l'île.

Une fois que le SABLE ET GRAVIER DE FILTRATION est installé, il est recommandé de le nettoyer avec un détergent et un détartrant.

#### 2.2 ENTREPOSAGE

Entreposer sur une surface propre et sèche à l'abri des intempéries et recouvrir pour protéger contre les éléments.

Il est recommandé une consistance ou un mélange entre les différents grades. Garder hors de la portée des animaux et des matériaux chimiques.

#### 2.3 PREMIERS SOINS

Si produit contient de la silice cristalline liquide et peut causer une irritation sur peau à la peau et aux

Tableau II - Granulométries du gravier de filtration (% passant)

Tableau III: Propriétés physico-chimiques du sable et gravier

Caractéristique (norme)	Résultat
Densité (ASTM C123)	2,5
Solubilité à l'eau (ASTM B100)	4,5%
Dureté (Échelle de Mohs)	6 à 8
Sphéricité et rondeur (ASTM RP551)	0,8
Degravure au sodium (ASTM-C82)	<15%
Présence d'arsine (ASTM C40 ou C111)	Présent à 142
Wesse volumétrique (ASTM C29)	100 lb/ft <sup>3</sup>
Analyses chimiques	
SiO <sub>2</sub>	56-58%
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,03-0,3%
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,03-0,3%
Na <sub>2</sub> O	0,005%
K <sub>2</sub> O	0,005%
TiO <sub>2</sub>	0,005%
MnO	0,005%

seules responsables. Toute la portée des équipements de protection personnelle appropriée et reçue comme des gants, masques anti-poussière et lunettes de sécurité. Rayer les deux 5 grande taille si on est pas concerné. Le produit et consignes immédiatement un message. Consulter si toute signalétique pour ce que empêche

#### 4. Maintenance

## Le SABLE ET GRAVIER DE FILTRATION ne possède pas de résistance particulière.

Deutsch (dt)  
155 boulevard des Grandes Ayres  
St-Léonard, 1050, M1B 1A5  
Tel: (514) 328-1854  
Fax: (514) 328-7534  
E-mail: [deutsch@vub.ac.be](mailto:deutsch@vub.ac.be)

Les trois rapports suivants concernent l'analyse granulométrique effectuée pour le calcaire utilisé dans C1 et dans C2 ainsi que le sable utilisé dans C3.

Ces rapports servent à démontrer que les matériaux pour les trois colonnes étaient de granulométrie similaire.

Fondatec

Groupe de  
soprin  
ADS

## Essais sur sols &amp; granulats

Projet : Technitrol-ECO, prestation d'essais de laboratoire

Dossier : L96-8002

Endroit : Pointe-Claire, Québec

Rapport n° : 002  
Page: 1/1

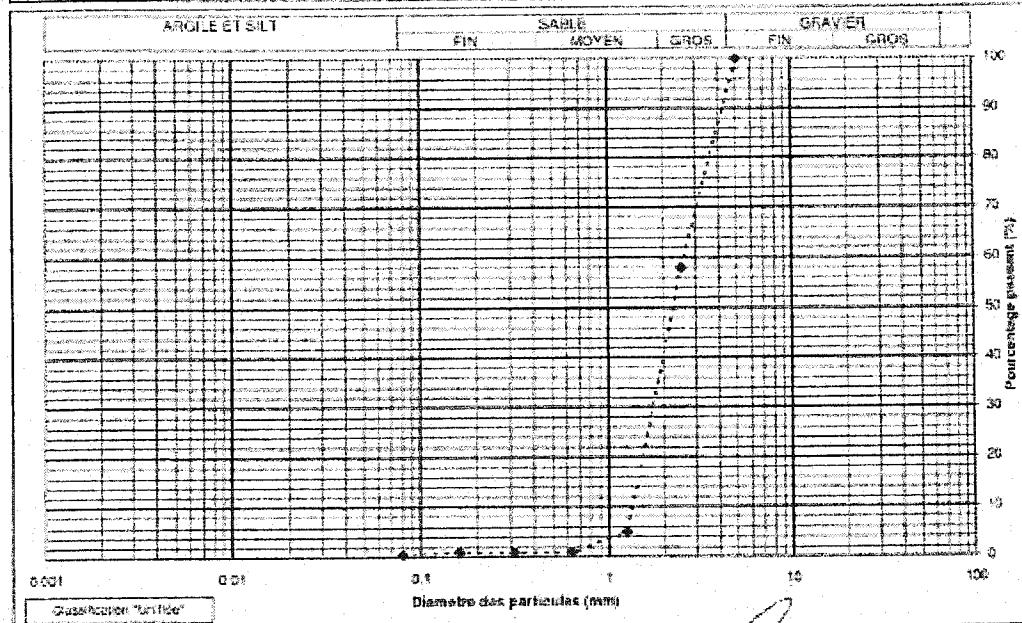
## Echantillonnage

Provenance : inconnue  
Sondage : -  
Echantilloné par : client  
Date d'échantillonage : -

VN: échantillon : 33331-156310 N° échantillon Fondatec : 2  
972835  
Date de réception : 09.01.16 Date de l'essai : 09.01.16

## Analyse granulométrique (NQ 2550-040)

Taille	% Passant	Caléxie de C1	
56 mm			
40 mm			
25 mm			
20 mm			
14 mm			
10 mm			
5 mm	100		
2,5 mm	55		
1,25 mm	5		
630 µm	1		
315 µm	1		
160 µm	1		
80 µm	0,5		



Préparé par	Date	Approuvé par	Date
Alain Lebel, 1551	1998/01/16	Bruno Gingras, chef de laboratoire	18.01.21

3.81.74.00 (96-02)

Fondatec

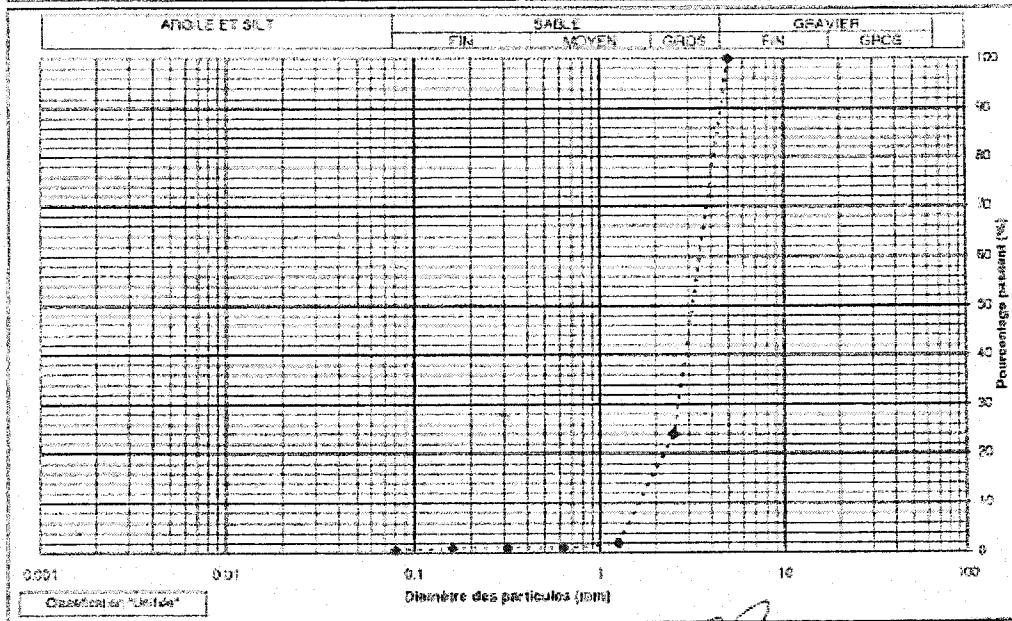
SOPRIN  
ADS

## Essais sur sols &amp; granulats

Projet : Technitrol-ECO, prestation d'essais de laboratoire	Dossier : L98-8002
Endroit : Pointe-Claire, Québec	Rapport n° : 008 Page: 1/1

Échantillonage	
Provenance : 100000000	VIN d'échantillon : 10351158311 N° échantillon Fondatec : 3
Sondage : -	97-2737
Échantonné par : client	Date de réception : 06-01-98 Date de l'essai : 06-01-98
Date d'échantillonage : -	

Analyse granulométrique (INQ 2560-340)	
Taille	% Passe
56 mm	
40 mm	
23 mm	
20 mm	
14 mm	
10 mm	
5 mm	100
2,5 mm	24
1,25 mm	2
630 µm	1
315 µm	1
160 µm	1
80 µm	0,5



Préparé par	Date	Approuvé par	Date
Alan Label, tech.	1998-01-16	Bruno Gingras, chef de laboratoire	98-01-21

5.9.1, rev. 00 (20.07)

Fondatec

DÉPARTEMENT  
SOPRIN  
ADS

## Essais sur sols &amp; granulats

Projet : Technitrol-ECO, prestation d'essais de laboratoire

Dossier : L98-9002

Endroit : Pointe-Claire, Québec

Rapport n° : 001  
Page: 1/1

## Échantillonage

Provenance : Inconnue

N° d'échantillon : 35331-155309

N° échantillon Fondatec : 1

Sondage : -

Profondeur : -

Date de réception : 08-01-18

Date de l'essai : 08-01-18

Échantilloné par : client

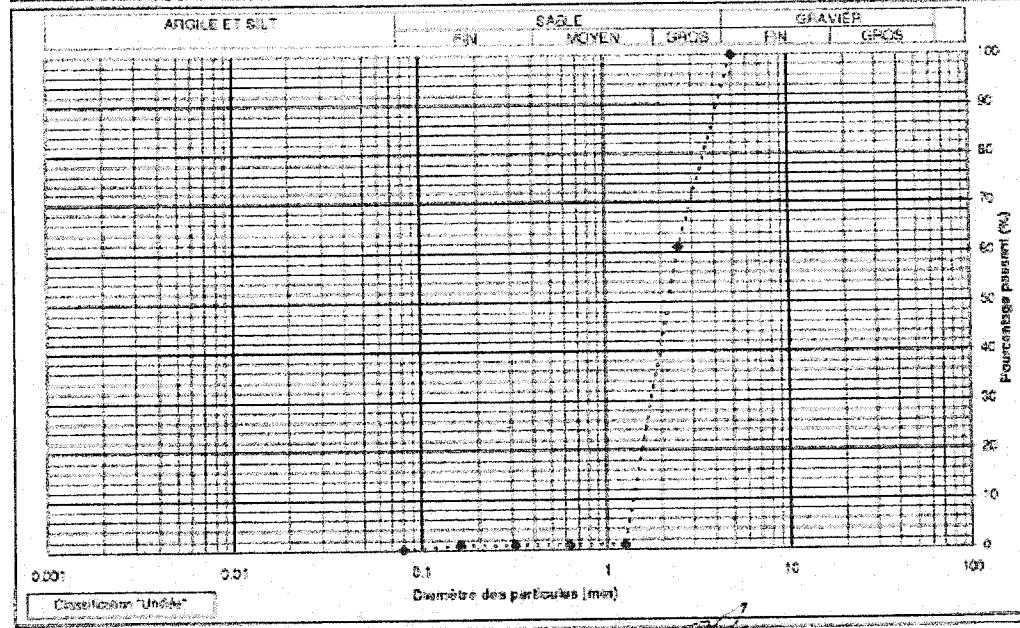
Date d'échantillonage : -

## Analyse granulométrique (NQ 2560-040)

Taille | % Pesoit

63 mm	
43 mm	
29 mm	
20 mm	
14 mm	
10 mm	
5 mm	100
2,3 mm	61
1,25 mm	1
630 µm	1
315 µm	1
160 µm	1
80 µm	12

catégorie C3



Préparé par	Date	Approuvé par	Date
Alain Lébel, techn.	19980118	Bruno Gingras, chef de laboratoire	08-01-18

3.01, rev. 00 (EG 02)

**ANNEXE D.2: Caractérisation chimique des matériaux immobilisants**

### Caractérisation chimique des matériaux immobilisants

Ion	Concentration (mg/kg)	
	Calcaire (C1 et C2)	Sable de filtration (C3)
Al	14613.86	970.83
As	< 32.88	< 32.64
Be	< 1.64	< 1.63
Bi	161.86	297.32
Ca	192200	145.92
Cd	< 1.64	< 1.63
Co	< 1.64	2.19
Cr	18.76	164.53
Cu	21.01	30.16
Fe	5057.97	1869.54
Ga	< 65.77	< 65.27
In	75.61	< 65.27
K	14775.45	< 326.37
Li	< 6.58	< 6.58
Mg	50620.00	40.53
Mn	533.36	10.13
Mo	< 6.58	< 6.53
Na	5001.61	95.37
Ni	19.79	25.31
Pb	< 16.44	< 16.32
S	1739.87	< 32.64
Sb	47.53	< 32.64
Se	< 32.88	< 32.64
Si	104900.00	416700.00
Sn	31.76	59.76
Sr	417.6	< 16.32
Te	< 16.44	< 16.32
Ti	67.63	104.51
Tl	< 16.44	< 16.32
Zn	327.73	7.14
P	< 160.00	< 160.00

**ANNEXE D.3: Estimation du volume de vides**

### Estimation du volume de vides

Colonne	C1	C2	C3
Volume du lit	2500 ml	2640 ml	2540 ml
Porosité	41.5%	42.5%	37.5%
Volume de vides estimé	1062.5 ml	1122 ml	952.5 ml
Volume du gravier de support	260 ml	260 ml	260 ml
Porosité (guess)	30%	30%	30%
Volume de vides estimé	78 ml	78 ml	78 ml
Total du volume de vides ml	1115.5 ml	1200 ml	1030.5

#### **ANNEXE D.4: Test de traceur pour la caractérisation hydraulique**

### **Définition des paramètres**

Temps de rétention théorique ( $t$ ) : ce temps est égal au rapport du volume de la colonne (tableau D.4.1) et du débit.

Temps de rétention modal ( $t_m$ ) : le temps où la concentration à l'effluent est maximale.

Temps de rétention médian ( $t_{50}$ ) : le temps où la moitié de la masse du traceur injecté est sorti du bassin.

Temps de rétention initial ( $t_i$ ) : le temps où le traceur apparaît pour la première fois.

$t_{10}$  : le temps où 10% de la masse du traceur injectée a été récupérée.

$t_{90}$  : le temps où 90% de la masse du traceur injectée a été récupérée.

Indice de dispersion ( $I_m$ ) =  $t_{90}/t_{10}$ .

Indice du degré de mélange =  $t_i/t$ .

Efficacité hydraulique =  $t_m/t$ .

### Estimation du temps de rétention théorique (t)

Tableau D.4.1 Estimation du temps de rétention théorique

Section	C1	C2	C3
<b>Colonne de nitrification</b>			
diamètre interne (cm) (réf. Annexe B)		3.81	
aire de surface (cm <sup>2</sup> ) (réf. Annexe B)		11.4	
<b>Couche fine et particulaire</b>			
<b>volume de vides (mL)</b> (réf. tableau 7.5)	<b>1116</b>	<b>1200</b>	<b>1031</b>
<b>Eau de surface</b>			
hauteur de la sortie (cm) (réf. Annexe B)	324	332	325
hauteur effective* (cm)	117	130	116
<b>volume (mL)</b>	<b>1334</b>	<b>1482</b>	<b>1322</b>
<b>Tête de perte de charge</b>			
diamètre interne (cm) (réf. Annexe B)		2.54	
aire de surface (cm <sup>2</sup> )		5.07	
hauteur (cm) (réf. Annexe B)		377	
<b>volume (mL)</b>	<b>1911</b>		
<b>Volume total** (mL)</b>	<b>4361</b>	<b>4593</b>	<b>4264</b>
<b>Débit (mL/min)</b>	<b>14</b>	<b>18</b>	<b>20</b>
<b>t (min)</b>	<b>312</b>	<b>255</b>	<b>213</b>

\* hauteur effective = hauteur de la sortie – hauteur de lit (tableau 7.5)

\*\* volume total = volume de vides + volume de l'eau de surface + volume de la tête de perte de charge

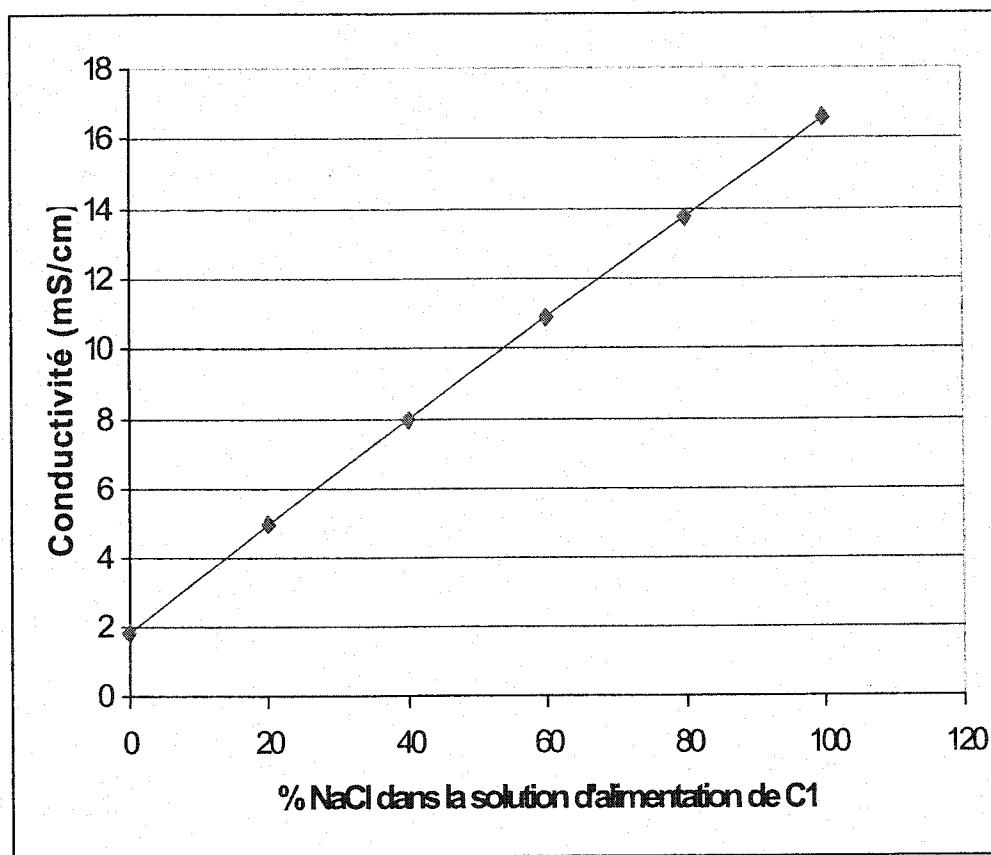


Figure D.4.1 Calibration de la mesure du traceur

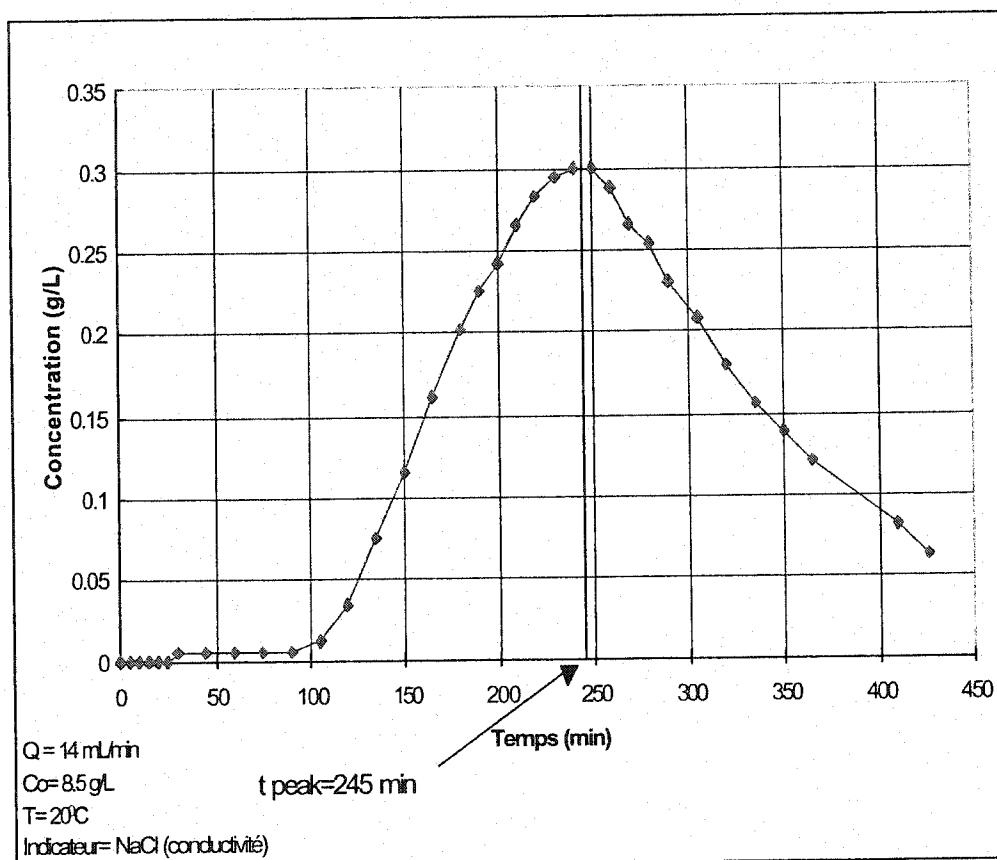


Figure D.4.2 Concentration du traceur à l'effluent en fonction du temps pour C1

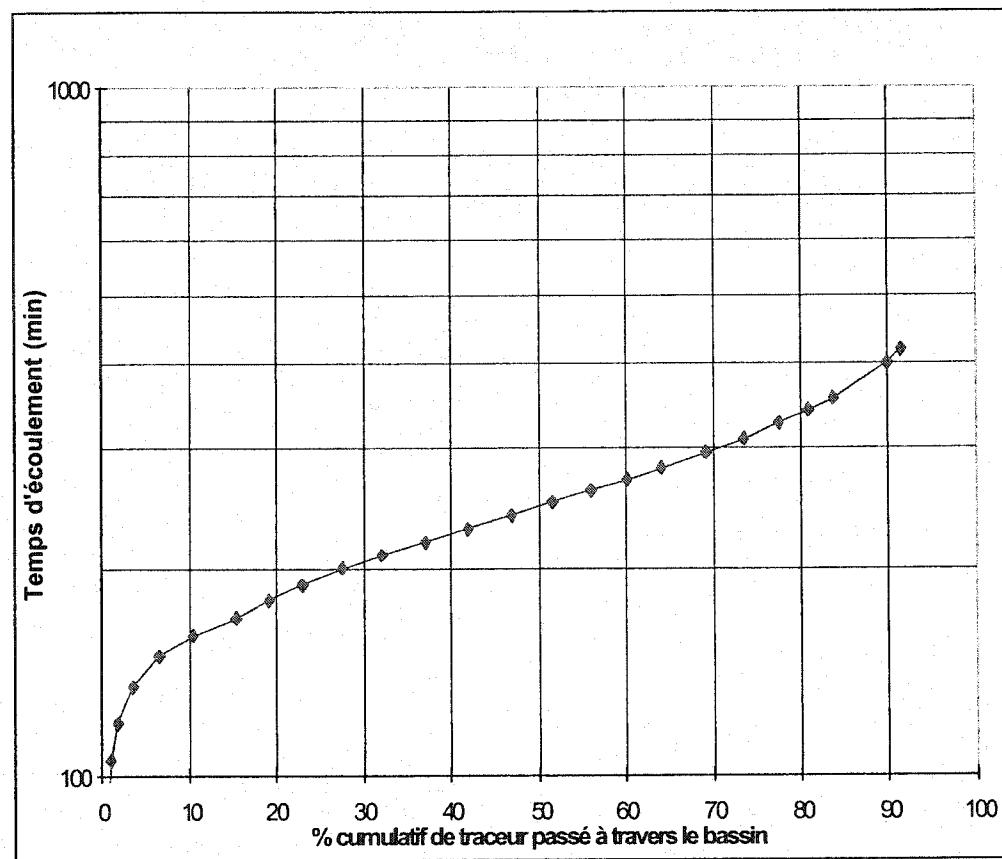


Figure D.4.3 Relation entre le temps d'écoulement et le pourcentage cumulatif de traceur passé à travers le bassin pour C1

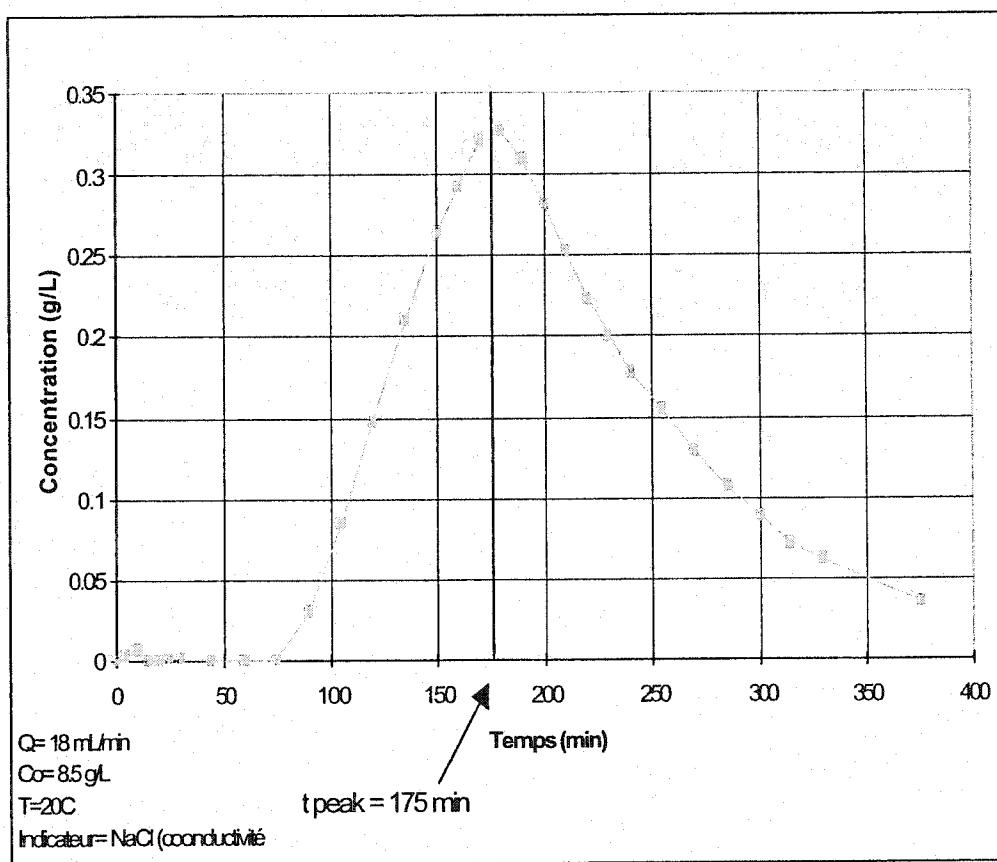


Figure D.4.4 Concentration du traceur à l'effluent en fonction du temps pour C2

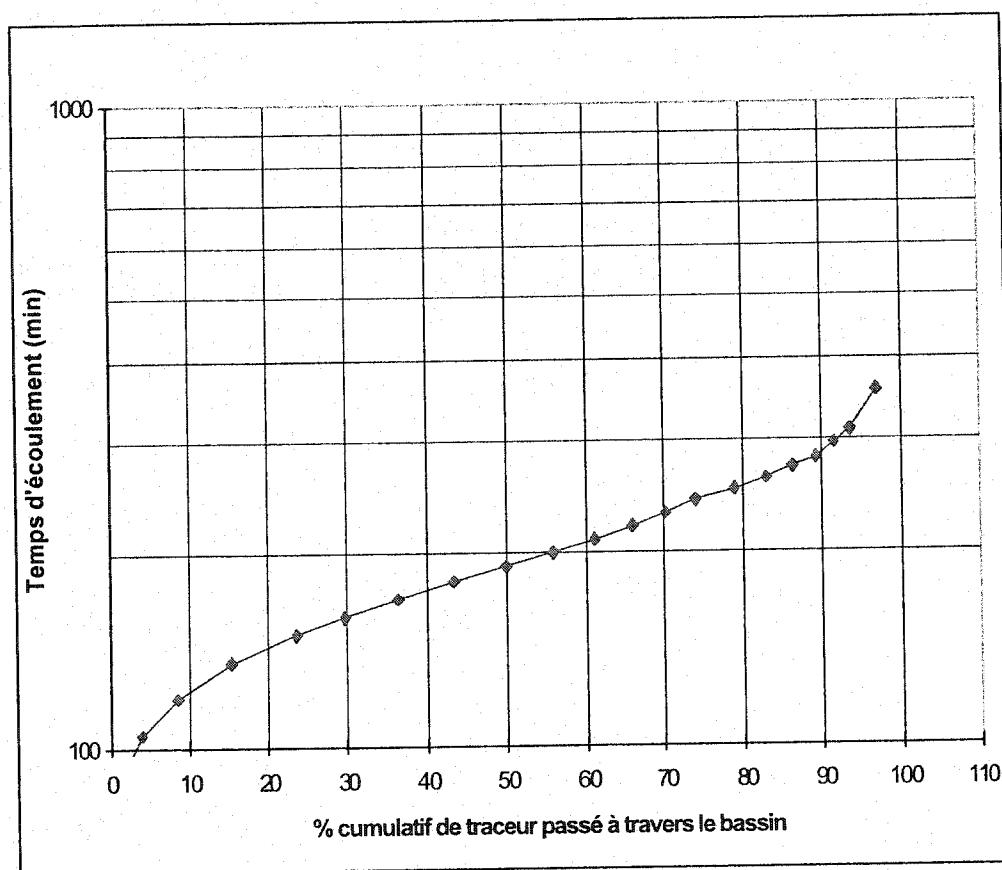


Figure D.4.5 Relation entre le temps d'écoulement et le pourcentage cumulatif de traceur passé à travers le bassin pour C2

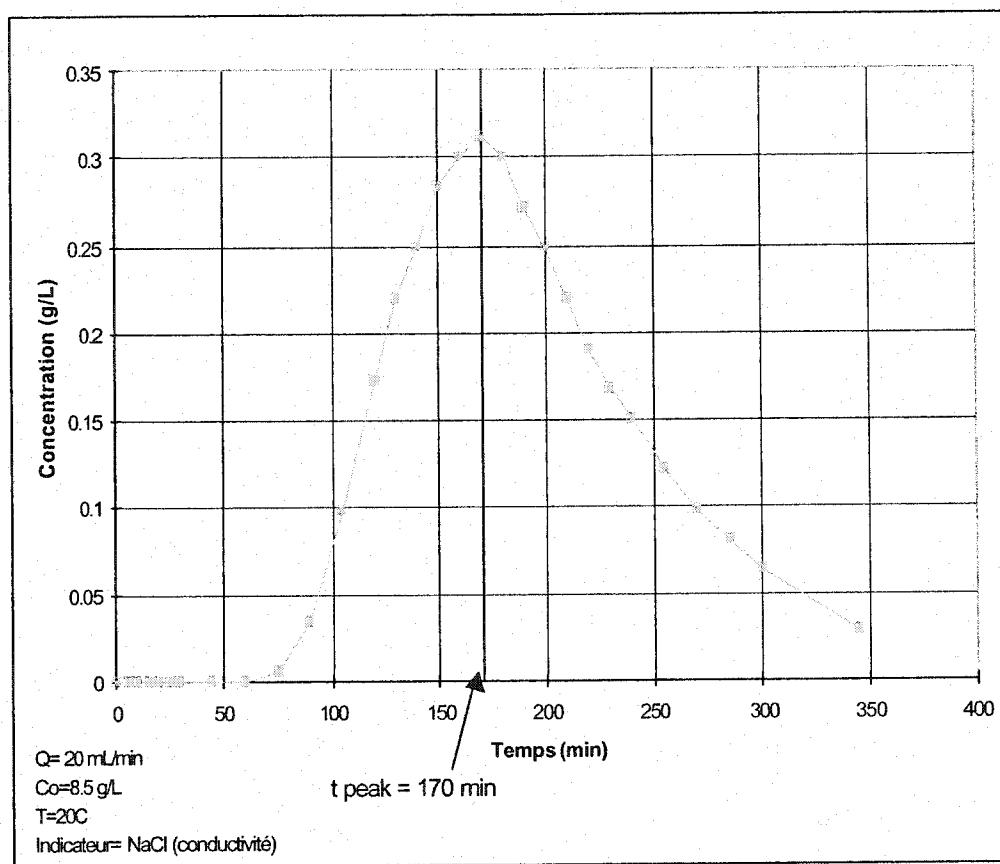


Figure D.4.6 Concentration du traceur à l'effluent en fonction du temps pour C3

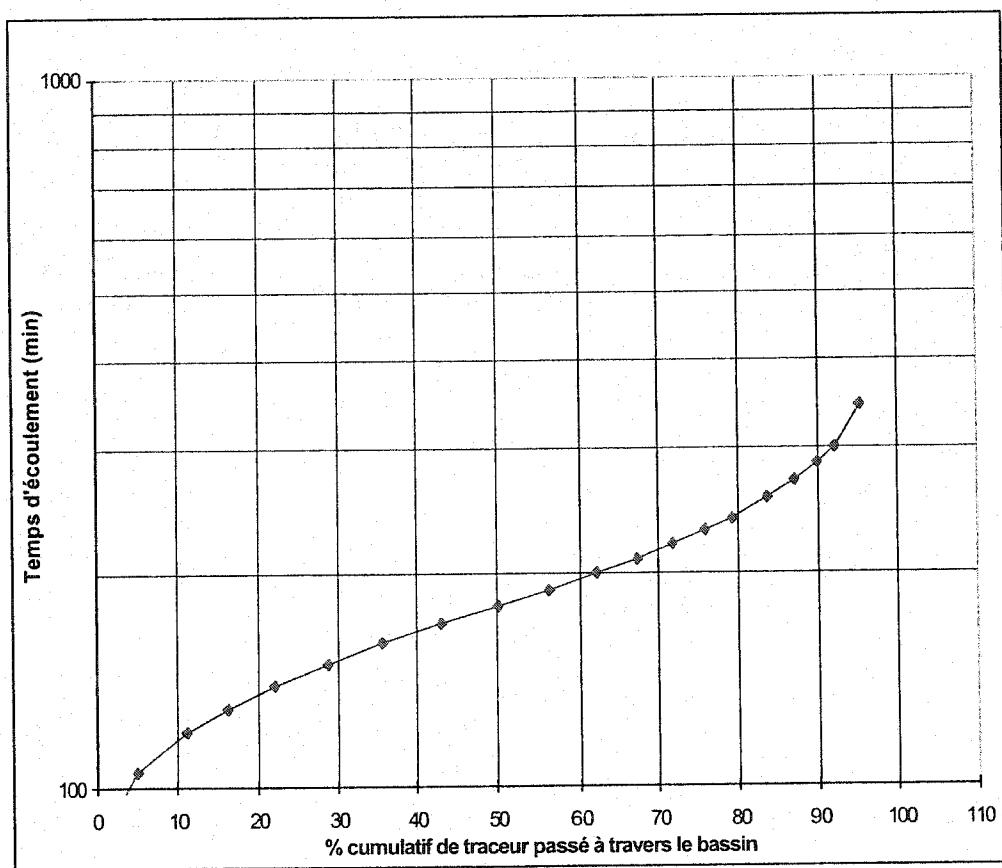


Figure D.4.7 Relation entre le temps d'écoulement et le pourcentage cumulatif de traceur passé à travers le bassin pour C3

**ANNEXE E: Calcul du taux d'enlèvement de N**

### Calcul du taux d'enlèvement de N ( $\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-$ )

Le taux d'enlèvement volumétrique est défini par l'équation suivante:

$$\text{Taux d'enl. volumique (T)} = (\text{concentration ([ ]) * débit (Q)}) / \text{volume de lit vide} (V_{\text{lit}}) \quad \text{Eq. E.1}$$

Le taux d'enlèvement volumique a été estimé de deux façons: 1) en tenant compte des résultats obtenus pour l'ensemble du test, **taux d'enlèvement volumique global** et 2) basé sur des mesures de profil des colonnes, **taux d'enlèvement volumique de profil**.

#### 1) Taux d'enlèvement volumique global

Le taux d'enlèvement volumique global est défini par l'équation E.2:

$$T_{\text{global}} = [\text{ }] \text{ moyenne} * Q \text{ moyen} / V_{\text{lit total}} \quad \text{Eq. E.2}$$

Les données utilisées pour estimer le  $T_{\text{global}}$  pour chaque colonne sont indiquées dans le Tableau E.1.

**Tableau E.1      Données ayant servi à estimer le  $T_{\text{global}}$**

Paramètre	Unité	Mesure		
		Colonne 1	Colonne 2	Colonne 3
<b>Concentration</b>	<b>g/L</b>	<b>0.0456</b> (Tableau E.2)	<b>0.0465</b> (Tableau E.3)	<b>0.0325</b> (Tableau E.4)
<b>Débit</b>	<b>mL/min</b>	<b>16</b> (Tableau E.2)	<b>19</b> (Tableau E.3)	<b>19</b> (Tableau E.4)
	<b>L/h</b>	<b>0.96</b>	<b>1.14</b>	<b>1.14</b>
<b>Hauteur du lit (h)</b>	<b>Pouce</b>	<b>81.25</b>	<b>79.25</b>	<b>82.125</b>
<b><math>V_{\text{lit}}</math></b>	<b><math>\text{m}^3</math></b>	<b>0.0033</b>	<b>0.0032</b>	<b>0.0033</b>
<b><math>T_{\text{global}}</math></b>	<b>g/m<sup>3</sup>·h</b>	<b>13</b>	<b>17</b>	<b>11</b>

$$V_{\text{lit}} = h * \text{capacité (40 mL/pouce)}$$

## **2) Taux d'enlèvement volumique de profil**

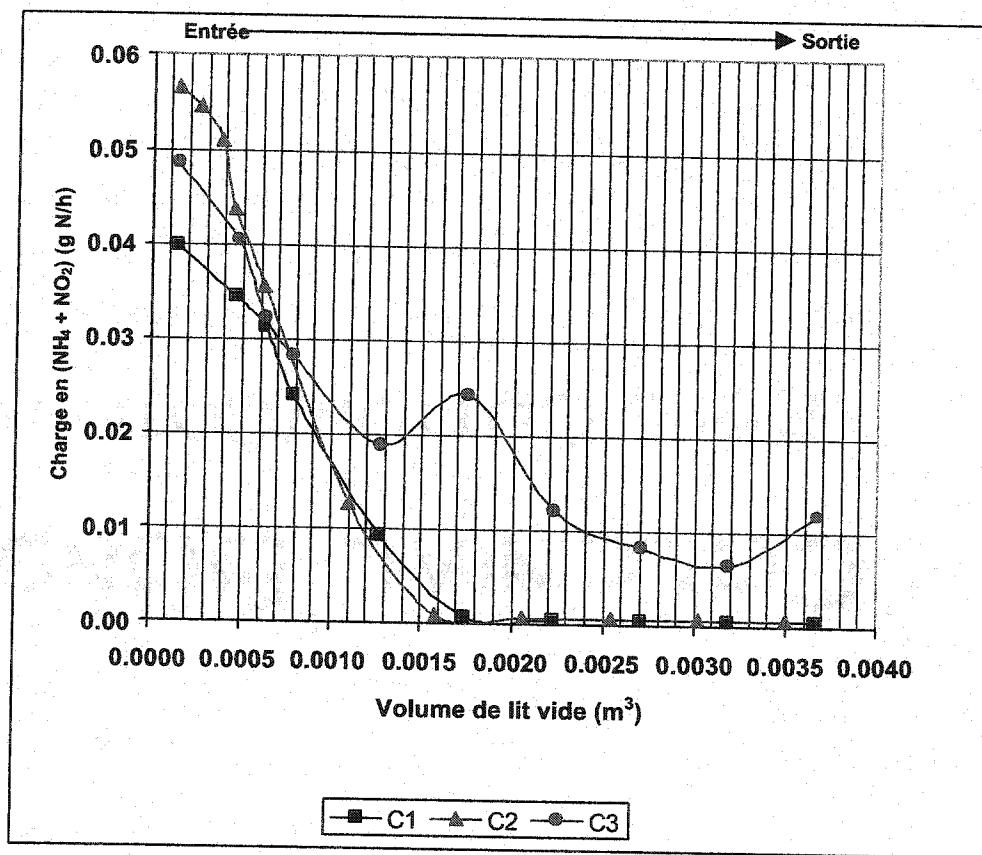
Le taux d'enlèvement volumique de profil est défini par l'équation E.3:

$$T \text{ profil} = \Delta \text{charge} / \Delta V_{lit} \quad \text{Eq. E.3}$$

où charge = [ ] en un point de la colonne\* débit au moment de la mesure du profil.

Les données utilisées pour estimer le  $T$  profil, peuvent être trouvées dans le Tableau E.5. Les données ont été extraites des pentes obtenues pour chaque colonne, tel qu'illustre aux Figures E.1, E.2 et E.3.

A titre informatif, les profils de charge de  $(\text{NH}_4 + \text{NO}_2)\text{-N}$  pour les trois colonnes ont été réunis dans la Figure E.I. Dans cette figure, les profils couvrent la pleine hauteur de chaque colonne. Dans les Figures E.1, E.2 et E.3, seulement la première moitié de la colonne, où une pente peut être calculée, a été utilisée.



**Figure E.I Comparaison du profil de concentration de N pour les trois colonnes.**

Tableau E.2 Données brutes corrigées utilisées pour les calculs d'enlèvement d'azote (N) pour la colonne 1

Date	Jour*	Débit (mL/min)	Concentration de NH4-N		Concentration de NO2-N		Concentration de NH4 + NO2-N		Enlèvement de N (mg/L)
			Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	
98/05/15	185	16	48.6	0.30	0.30	48.9	0.60	48.3	98.8
98/05/17	187	17	47.1	0.30	0.30	47.4	0.60	46.8	98.7
98/05/18									
98/05/19	189	15	46.4	0.30	0.36	46.8	0.60	46.2	98.7
98/05/20	190	16	42.7	0.30	0.42	43.1	0.60	42.5	98.6
98/05/21	191	18	40.7	0.30	6.80	47.5	0.60	46.9	98.7
98/05/22	192	15	42.9	0.30	0.30	43.2	0.60	42.6	98.6
<b>Moyenne</b>		16	44.7	0.30	1.41	46.2	0.60	45.6	98.7
<b>Déviation standard</b>		1.2	3.05	0.00	2.64	0.00	2.42	0.00	2.42

\* à partir du début des tests

Tableau E.3 Données brutes corrigées utilisées pour les calculs d'enlèvement d'azote (N) pour la colonne 2

Date	Jour (à partir du début des tests)	Débit (mL/min)	Concentration de NH4-N Alimentation (mg/L)	Concentration de NH4-N Effluent (mg/L)	Concentration de NO2-N Alimentation (mg/L)	Concentration de NO2-N Effluent (mg/L)	Concentration de (NH4 + NO2)-N Alimentation (mg/L)	Concentration de (NH4 + NO2)-N Effluent (mg/L)	Enlèvement de N Net (mg/L)	%
98/02/09	91	6.8	106	0.30	0.45	0.40	107	0.70	106	99.3
98/02/10	92	18	52.5	0.30	0.40	0.40	52.9	0.70	52.2	98.7
98/02/11	93	20	53.6	0.30	0.40	0.40	54.0	0.70	53.3	98.7
98/02/12	94	19	53.8	0.30	0.40	0.40	54.2	0.70	53.5	98.7
98/02/13	95	20	25.9	0.31	0.40	0.40	26.3	0.71	25.8	97.5
98/02/14	96	19	46.6	3.37	0.40	0.40	47.0	3.77	43.3	92.0
98/02/16	98	18	44.6	0.30	0.40	0.40	45.0	0.70	44.3	98.4
98/02/17	99	20	46.3	0.30	5.54	0.40	51.9	0.70	51.2	98.7
98/02/18	100	21	53.3	0.30	0.40	0.40	53.7	0.70	53.0	98.7
98/02/19	101	19	53.4	0.30	0.40	0.40	53.8	0.70	53.1	98.7
98/02/20	102	19	54.1	0.30	0.40	0.40	54.5	0.70	53.8	98.7
98/02/21	103	21	53.1	0.30	0.40	0.40	53.5	0.70	52.8	98.7
98/02/23	105	20	54.5	0.30	0.42	0.40	55.0	0.70	54.3	98.7
98/02/24	106	21	50.4	0.30	0.40	0.40	50.8	0.70	50.1	98.6
98/02/25	107	20	52.6	0.30	0.40	0.40	53.0	0.70	52.3	98.7
98/02/26	108	20	53.5	0.30	0.40	0.40	53.9	0.70	53.2	98.7
98/02/27	109	20	58.6	0.30	0.40	0.40	59.0	0.70	58.3	98.8
98/03/02	112	19	55.2	0.30	0.40	0.40	55.6	0.70	54.9	98.7
98/03/03	113	19	37.3	0.30	0.40	0.40	37.7	0.70	37.0	98.1
98/03/04	114	20	42.5	0.30	0.40	0.40	42.9	0.70	42.2	98.4
98/03/05	115	19	42.5	0.30	0.40	0.40	42.9	0.70	42.2	98.4
98/03/06	116	19	42.0	0.30	0.40	0.40	42.4	0.70	41.7	98.3
98/03/08	118	19	51.1	0.30	0.40	0.40	51.5	0.70	50.8	98.6
98/03/09	119	19	40.3	0.30	0.40	0.40	40.7	0.70	40.0	98.3
98/03/10	120	19	38.2	0.30	0.40	0.40	38.6	0.70	37.9	98.2
98/03/11	121	20	42.5	0.30	0.40	0.40	42.9	0.70	42.2	98.4
98/03/12	122	19	40.9	0.50	0.40	0.40	41.3	0.90	40.4	97.8
98/03/13	123	18	40.1	0.30	0.40	0.40	40.1	0.30	39.8	99.3
98/03/14	124	20	42.9	0.30	0.40	0.40	43.3	0.70	42.6	98.4
98/03/16	126	18	43.5	0.30	0.40	0.40	43.9	0.70	43.2	98.4
98/03/17	127	17	41.9	0.30	0.40	0.40	42.3	0.70	41.6	98.3
98/03/18	128	17	46.5	0.30	0.40	0.40	46.9	0.70	45.2	98.5
98/03/19	129	20	44.0	0.30	0.40	0.40	44.4	0.70	43.7	98.4
98/03/20	130	20	46.2	0.30	0.40	0.40	46.6	0.70	45.9	98.5
98/03/22	132	19	49.5	0.30	0.40	0.40	49.9	0.70	49.2	98.6
98/03/23	133	19	43.3	0.30	0.40	0.40	43.7	0.70	43.0	98.4
98/03/24	134	19	44.8	0.30	0.40	0.40	45.2	0.70	44.5	98.4
98/03/25	135	19	45.0	0.30	0.40	0.40	45.4	0.70	45.3	98.5
98/03/26	136	19	45.6	0.30	0.40	0.40	46.0	0.70	44.9	98.5
98/03/27	137	20	45.2	0.30	0.40	0.40	45.6	0.70	44.9	98.5
98/03/28	138	21	42.7	0.30	0.40	0.40	43.1	0.70	42.4	98.4
98/03/30	140	20	42.4	0.30	0.40	0.40	42.8	0.70	42.1	98.4
98/03/31	141	20	42.2	0.30	0.40	0.40	42.6	0.70	41.9	98.4
98/04/01	142	16	44.9	0.30	0.40	0.40	45.3	0.70	44.6	98.5
98/04/02	143	19	47.6	0.30	0.40	0.40	48.0	0.70	47.3	98.5
98/04/03	144	19	47.4	0.54	0.40	0.40	47.8	0.94	46.8	98.0
98/04/04	145	19	47.3	0.30	0.40	0.40	47.7	0.70	47.0	98.5
98/04/06	147	19	39.3	0.30	0.40	0.40	39.7	0.70	39.0	98.2
98/04/07	148	20	44.4	0.30	0.40	0.40	44.8	0.70	44.1	98.4
98/04/08	149	20	44.9	0.30	0.40	0.40	45.3	0.70	44.6	98.5
98/04/09	150	20	47.3	0.30	0.40	0.40	47.7	0.70	47.0	98.5
98/04/11	152	20	44.0	0.30	0.40	0.40	44.0	0.70	43.7	98.3
98/04/13	154	19	43.0	0.30	0.40	0.40	43.0	0.70	42.4	98.4
98/04/14	155	19	39.8	0.30	0.40	0.40	40.2	0.70	39.5	98.3
98/04/15	156	20	45.8	0.30	0.40	0.40	46.2	0.70	45.5	98.5
98/04/16	157	21	44.0	0.30	0.40	0.40	44.4	0.70	43.7	98.4
98/04/17	158	20	44.2	0.30	0.40	0.40	44.6	0.70	43.9	98.4
98/04/19	160	19	44.4	0.30	0.40	0.40	44.8	0.70	44.1	98.4
98/04/20	161	19	43.5	0.30	0.40	0.40	43.9	0.70	43.2	98.4
98/04/21	162	19	46.1	0.30	0.40	0.40	46.5	0.70	45.8	98.5
98/04/22	163	19	46.2	0.30	0.40	0.40	46.6	0.70	45.9	98.5
98/04/23	164	20	48.7	0.30	0.40	0.40	49.1	0.70	48.4	98.6
98/04/24	165	19	39.2	0.30	0.40	0.40	39.6	0.70	38.9	98.2
98/04/25	166	21	47.8	0.30	0.40	0.40	48.2	0.70	47.5	98.5
98/04/26	168	20	45.8	0.30	0.40	0.40	46.4	0.70	46.3	98.5
98/04/29	170	21	47.4	0.30	0.40	0.40	47.8	0.70	47.1	98.5
98/04/30	171	20	44.9	0.36	0.40	0.40	45.3	0.76	44.5	98.3
98/05/01	172	19	49.8	0.30	0.40	0.40	50.2	0.70	49.5	98.6
98/05/02	173	21	51.8	0.30	0.40	0.40	52.2	0.70	51.5	98.7
98/05/04	174	20	52.2	0.30	0.40	0.40	52.6	0.70	51.9	98.7
98/05/05	175	19	41.3	0.30	0.40	0.40	41.7	0.70	41.0	98.3
98/05/06	176	20	44.2	0.30	0.40	0.40	44.6	0.70	43.9	98.4
98/05/07	177	19	43.3	0.30	0.40	0.40	43.7	0.70	43.0	98.4
98/05/08	178	19	43.8	0.30	0.40	0.40	44.2	0.70	43.5	98.4
98/05/09	179	20	44.3	0.30	0.40	0.40	44.7	0.70	44.0	98.0
98/05/11	181	21	48.3	0.30	0.40	0.40	48.7	0.70	48.0	98.6
98/05/12	182	19	51.4	0.30	0.40	0.40	51.8	0.70	51.1	98.6
98/05/13	183	19	39.2	0.30	0.40	0.40	39.6	0.70	38.9	98.2
98/05/14	184	20	44.9	0.30	0.40	0.40	45.3	0.70	44.6	98.5
98/05/15	185	21	47.5	0.30	0.40	0.40	47.9	0.70	47.2	98.5
98/05/17	187	21	53.0	0.30	0.40	0.40	53.4	0.70	52.7	98.7
98/05/19	189	19	48.8	0.30	0.40	0.40	49.2	0.70	48.5	98.6
98/05/20	190	21	45.7	0.30	0.40	0.40	46.1	0.70	45.4	98.5
Moyenne		19	46.8	0.34	0.46	0.40	47.2	0.74	46.5	98.4
Déviation standard		1.7	8.36	0.34	0.57	0.00	8.38	0.34	8.39	

Tableau E.4 Données brutes corrigées utilisées pour les calculs d'enlèvement d'azote (N) pour la colonne 3

Date	Jour*	Débit (mL/min)	Concentration de NH4-N		Concentration de NO2-N		Concentration de (NH4+NO2)N		Enlèvement de N %
			Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	
98/04/21	162	20	41.1	0.27	0.00	41.4	0.30	41.1	99.3
98/04/22	163	20	37.5	0.30	0.45	6.29	37.9	6.59	31.3
98/04/23	164	21	40.6	0.30	4.53	0.45	45.1	0.75	44.3
98/04/24	165	21	30.3	0.30	6.29	7.55	36.6	7.85	28.8
98/04/25	166	21	44.9	0.30	0.27	21.1	45.2	21.4	23.8
98/04/27	168	21	37.5	0.30	0.36	22.1	37.8	22.4	15.4
98/04/28	169	22	41.2	0.38	0.39	9.82	41.6	10.2	31.4
98/04/29	170	23	43.6	0.45	4.28	16.9	47.9	17.3	30.6
98/04/30	171	22	42.7	0.30	0.24	12.8	42.9	13.1	29.8
98/05/01	172	21	46.6	0.30	0.30	13.1	46.9	13.4	33.5
98/05/02	173	18	50.8	0.30	0.36	7.55	51.2	7.85	43.3
98/05/04	174	19	51.2	0.30	0.30	5.54	51.5	5.84	45.7
98/05/05	175	16	39.8	0.30	0.30	0.18	40.1	0.48	39.6
98/05/06	176	15	42.7	0.30	0.27	0.00	43.0	0.30	42.7
98/05/07	177	18	43.5	13.3	0.33	12.3	43.8	25.6	18.2
98/05/08	178	17	44.2	8.60	0.39	14.1	44.6	22.7	21.9
98/05/09	179	16	43.5	4.82	0.33	19.4	43.8	24.2	19.6
98/05/11	181	19	46.9	6.09	0.33	17.4	47.2	23.5	23.8
98/05/12	182	19	54.4	3.98	0.33	17.4	54.7	21.3	33.3
98/05/13	183	18	42.8	2.38	0.18	14.6	43.0	17.0	26.0
98/05/14	184	17	44.4	1.96	0.36	15.6	44.7	17.6	27.2
98/05/15	185	16	47.0	0.30	0.36	13.1	47.4	13.4	34.0
98/05/17	187	16	49.0	0.30	0.30	11.1	49.3	11.4	38.0
98/05/19	189	17	46.4	0.30	4.28	11.3	50.7	11.6	39.1
98/05/20	190	17	48.5	0.30	0.39	9.56	48.9	9.86	39.0
98/05/21	191	16	45.7	0.30	4.78	6.29	50.5	6.59	43.9
<b>Moyenne</b>		19	44.1	1.81	1.19	11.0	45.3	12.8	32.5
<b>Déviation standard</b>		2.3	4.93	3.18	1.84	6.46	4.59	8.03	8.80

\* à partir du début des tests

Tableau E.5 Données ayant servies à estimer le T profil

Paramètre	Unité	Mesure		
		Colonne 1	Colonne 2	Colonne 3
Charge 1	g/h	0.04	0.05	0.035
Charge 2	g/h	0.006	0.012	0.009
$V_{lit\ 1}$	$m^3$	0.0002	0.000325	0.0004
$V_{lit\ 2}$	$m^3$	0.0015	0.001225	0.0016
T profil	$g/m^3 \cdot h$	- 26	- 42	- 22

Les données utilisées pour construire les graphiques des Figures E.1, E.2 et E.3 peuvent être trouvées aux tableaux E.9, E.10 et E.11, respectivement.

## Calcul d'erreur sur les taux d'enlèvement volumiques

### 1) Taux d'enlèvement volumique global

Le tableau E.6 indique les mesures ainsi que leur précision utilisées pour l'estimation de l'erreur sur le taux d'enlèvement volumique global.

Tableau E.6 Données de précision sur les mesures prises

Paramètre	Unité	Mesure	Précision ( $\Delta$ )
Concentration ([ ])	g/L	*	0.000005
Débit	Volume (V)	L	** 0.005
	Temps (t)	Sec	600 0.005
		Min	10 8.33E-05
		H	1.67E-01 1.39E-06
$V_{lit}$	Hauteur (h)	Pouce	*** 0.125 (1/8")
	Capacité (C)	$m^3/pouce$	2.50E-06 4.00E-05

	*	**	***
Colonne 1	0.0456	0.16	81.25
Colonne 2	0.0465	0.19	79.25
Colonne 3	0.0325	0.19	82.125

L'erreur sur le taux d'enlèvement volumique global a été estimée suivant l'équation E.4:

$$\frac{\Delta T_{\text{global}}}{T_{\text{global}}} = \frac{\Delta [ ]}{[ ]} + \frac{\Delta V}{V} + \frac{\Delta t}{t} + \frac{\Delta h}{h} + \frac{\Delta C}{C} \quad \text{Eq. E.4}$$

**Exemple de calcul d'erreur avec la colonne 1:**

$$\frac{\Delta T_{\text{global}}}{T_{\text{global}}} = \frac{0.000005 \text{ g/L}}{0.0456} + \frac{0.005 \text{ L}}{0.160} + \frac{1.388E-06 \text{ h}}{0.1666667} + \frac{0.125 \text{ "}}{81.25} + \frac{0.0000025 \text{ m}^3/\text{h}}{0.00004}$$

$$\frac{\Delta T_{\text{global}}}{T_{\text{global}}} = \frac{0.0954}{0.0456} = 9.5 \%$$

$$\Delta T_{\text{global}} = 0.0954 * 13.265 = 1.27$$

$$T_{\text{global}} = 13 \pm 1 \text{ g/m}^3\text{-h}$$

Les résultats du calcul d'erreur pour chaque colonne sont indiqués dans le tableau E.7.

**Tableau E.7 Estimation de la précision du T global**

Paramètre	Unité	Mesure		
		Colonne 1	Colonne 2	Colonne 3
Concentration ([ ])	g/L	0.0456 (Tableau E.2)	0.0465 (Tableau E.3)	0.0325 (Tableau E.4)
Volume (V)	L	0.16 (Tableau E.2)	0.19 (Tableau E.3)	0.19 (Tableau E.4)
Hauteur du lit (h)	pouce	81.25	79.25	82.125
$\Delta T_{\text{global}}/T_{\text{global}}$ (erreur relative)	n/a	0.0954	0.0905	0.0905
	%	9.5	9.1	9.1
T global	g/m <sup>3</sup> -h	13.27	16.57	11.23
$\Delta T_{\text{global}}$	g/m <sup>3</sup> -h	1.27	1.50	1.02
T global	g/m <sup>3</sup> -h	13 $\pm$ 1	17 $\pm$ 2	11 $\pm$ 1

## 2) Taux d'enlèvement volumique de profil

Le tableau E.8 indique les mesures ainsi que leur précision utilisées pour l'estimation de l'erreur sur le taux d'enlèvement volumétrique de profil.

Tableau E.8 Données de précision sur les mesures prises

Paramètre		Unité	Mesure	Précision ( $\Delta$ )
Concentration ([ ]) <sup>1</sup>		g/L	*	0.00001
Débit	Volume (V)	L	**	0.005
	Temps (t)	sec	600	0.005
		min	10	8.33E-05
		h	1.67E-01	1.39E-06
V <sub>lit</sub>	Hauteur (h) <sup>2</sup>	pouce	***	0.25
	Capacité (C)	M <sup>3</sup> /pouce	2.50E-06	4.00E-05

	*	**	***	réf.
Colonne 1	0.0415	0.160	40.125	Tableau D.9, (PO5 – alimentation)
Colonne 2	0.0356	0.205	24	Tableau D.10, (PO5 – alimentation)
Colonne 3	0.0244	0.165	40.25	Tableau D.11, (PO5 – alimentation)

<sup>1</sup> [ ] = [ ]<sub>1</sub> - [ ]<sub>2</sub> et  $\Delta[ ] = \Delta[ ]_1 + \Delta[ ]_2$

<sup>2</sup> h = h<sub>1</sub> - h<sub>2</sub> et  $\Delta h = \Delta h_1 + \Delta h_2$

L'erreur sur le taux d'enlèvement volumétrique global a été estimée suivant l'équation E.5:

$$\frac{\Delta T_{\text{profil}}}{T_{\text{profil}}} = \frac{\Delta [ ]}{[ ]} + \frac{\Delta V}{V} + \frac{\Delta t}{t} + \frac{\Delta h}{h} + \frac{\Delta C}{C} \quad \text{Eq. E.5}$$

Tableau E.9 Charge en N à différentes hauteurs pour la colonne 1 tel que mesuré le 20 mai 1998

Point d'échantillonnage	Hauteur du point d'échantillonnage (pouce)	Volume de lit vide au point d'échantillonnage (m <sup>3</sup> )	[NH4-N] (mg/L)		[NH4 + NO2-N] (mg/L)		Débit (L/min)	Charge de N (g/hr)
			mesurée	corrigée*	mesurée	corrigée**		
Alimentation								
P01	3 1/2	0.00014	48.0	42.0	3.6	0.4	42.3	0.0423
P02	11 5/8	0.00047	41.8	36.2	0.6	0.3	36.5	0.0365
P03	15 5/8	0.00063	38.2	32.8	0.6	0.3	33.1	0.0331
P04	19 5/8	0.00079	30.0	25.2	0.6	0.3	25.5	0.0255
P05	31 5/8	0.00127	13.4	9.71	0.6	0.3	10.0	0.0100
P06	43 5/8	0.00175	0.43	0.52	0.6	0.3	0.8	0.0008
P07	55 5/8	0.00223	0.002	0.30	0.6	0.3	0.6	0.0006
P08	67 5/8	0.00271	0.000	0.30	0.6	0.3	0.6	0.0006
P09	79 5/8	0.00319	0.000	0.30	0.6	0.3	0.6	0.0006
Effluent		0.00367	0.000	0.30	0.6	0.3	0.6	0.0006

\* facteur de correction: [NH3-N] mesurée \* 0.932 - 2.775 (valeurs &gt; 1 mg/L) et [NH3-N] mesurée \* 0.898 + 0.138 (0.3 &lt; valeurs &lt; 1 mg/L)

\*\* facteur de correction: [NO2-N] mesurée \* 0.1 pour valeurs &lt; 5 mg/L

N.B.: la pente a été calculée en utilisant les points avec des concentrations en NH3-N &gt; 1 mg/L + le premier point avec une concentration &lt; 1 mg/L

Tableau E.10 Charge en N à différentes hauteurs pour la colonne 2 tel que mesuré le 20 mai 1998

Point d'échantillonnage	Hauteur du point d'échantillonnage (pouce)	Volume de lit vide au point d'échantillonnage (m <sup>3</sup> )	[NH4-N] mesurée (mg/L)		[NO2-N] mesurée (mg/L)		[NH4 + NO2]N (mg/L)	Débit (L/min)	Charge de N (g/hr)
			corrigée*	mesurée**	corrigée*	mesurée**			
Alimentation	3 1/2	0.00014	52	45.7	1.85	0.3	46.0	0.0460	0.0566
P01	6 1/2	0.00026	50.2	44.0	0.6	0.3	44.3	0.0443	0.0545
P02	9 1/2	0.00038	47.2	41.2	0.6	0.3	41.5	0.0415	0.0511
P03	11 3/8	0.00046	40.8	35.3	0.6	0.3	35.6	0.0356	0.0437
P04	15 1/2	0.00062	33.8	28.7	0.6	0.3	29.0	0.0290	0.0357
P05	27 1/2	0.00110	13.8	10.1	0.6	0.3	10.4	0.0104	0.0128
P06	39 1/2	0.00158	0.39	0.49	0.6	0.3	0.8	0.0008	0.0010
P07	51 1/2	0.00206	0.000	0.30	0.6	0.3	0.6	0.0006	0.0007
P08	63 1/2	0.00254	0.000	0.39	0.6	0.3	0.6	0.0006	0.0007
P09	75 1/2	0.00302	0.000	0.30	0.6	0.3	0.6	0.0006	0.0007
P010	87 1/2	0.00350	0.000	0.30	0.6	0.3	0.6	0.0006	0.0007
Effluent									

\* facteur de correction: [NH3-N] mesurée \* 0.932 - 2.775 (valeurs &gt; 1 mg/L) et [NH3-N] mesurée \* 0.898 + 0.138 (0.3 &lt; valeurs &lt; 1 mg/L)

\*\* facteur de correction: [NO2-N] mesurée \* 0.1 pour valeurs &lt; 5 mg/L

N.B.: la pente a été calculée en utilisant les points avec des concentrations en NH3-N &gt; 1 mg/L + le premier point avec une concentration &lt; 1 mg/L

Tableau E.11 Charge en N à différentes hauteurs pour la colonne 3 tel que mesuré le 19 mai 1998

Point d'échantillonnage	Hauteur du point d'échantillonnage (pouce)	Volume de lit vide au point d'échantillonnage (m <sup>3</sup> )	[NH4-N] (mg/L)		[NO2-N] (mg/L)		[NH4 + NO2-L-N] (mg/L)		Débit (L/min)	Charge de N (g/hr)
			mesurée	corrigée*	mesurée	corrigée**	(mg/L)	(g/L)		
Alimentation	3 1/2	0.00014	55.0	48.5	2.68	0.3	48.8	0.0488	0.017	0.0486
PO1	11 3/4	0.00047	33.8	28.7	14.3	12.0	40.7	0.0407	0.017	0.0406
PO2	15 3/4	0.00063	31.5	26.6	6.85	5.7	32.3	0.0323	0.017	0.0322
PO3	19 3/4	0.00079	25.2	20.7	9.06	7.6	28.3	0.0283	0.017	0.0282
PO4	31 3/4	0.00127	14.6	10.8	9.71	8.1	19.0	0.0190	0.017	0.0189
PO5	43 3/4	0.00175	5.0	4.63	23.6	19.8	24.4	0.0244	0.017	0.0243
PO6	55 3/4	0.00223	0.5100	0.60	13.7	11.5	12.1	0.0121	0.017	0.0120
PO7	67 3/4	0.00271	0.0143	0.16	9.77	8.2	8.3	0.0083	0.017	0.0083
PO8	79 3/4	0.00319	0.0050	0.14	7.56	6.3	6.5	0.0065	0.017	0.0065
PO9	91 3/4	0.00367	0.0020	0.14	14	11.7	11.9	0.0119	0.017	0.0118
Effluent		0.0120	0.15	4.09	0.4	0.6	0.0006	0.017		0.0006

\* facteur de correction: [NH3-N] mesurée \* 0.932 - 2.775 (valeurs &gt; 1 mg/L) et [NH3-N] mesurée \* 0.898 + 0.138 (0.3 &lt; valeurs &lt; 1 mg/L)

\*\* facteur de correction: [NO2-N] mesurée \* 0.1 pour valeurs &lt; 5 mg/L

N.B.: la pente a été calculée en utilisant les points avec des concentrations en NH3-N &gt; 1 mg/L + le premier point avec une concentration &lt; 1 mg/L

**Exemple de calcul d'erreur avec la colonne 1:**

$$\frac{\Delta T \text{ profil}}{T \text{ profil}} = \frac{0.00001 \text{ g/L}}{0.0415} + \frac{0.005 \text{ L}}{0.160} + \frac{1.388E-06 \text{ h}}{0.166667} + \frac{0.25 \text{ "}}{40.125} + \frac{0.0000025 \text{ m}^3/\text{h}}{0.00004}$$

$$\frac{\Delta T \text{ profil}}{T \text{ profil}} = 0.1002 = 10.0 \%$$

$$\Delta T \text{ profil} = 0.1002 * 26.154 = 2.620$$

$$T \text{ profil} = 26 \pm 3 \text{ g/m}^3\text{-h}$$

**Tableau E.12 Estimation de la précision du T profil**

Paramètre	Unité	Mesure		
		Colonne 1	Colonne 2	Colonne 3
Charge 1	g/h	0.04	0.05	0.035
Charge 2	g/h	0.006	0.012	0.009
V <sub>lit 1</sub>	m <sup>3</sup>	0.0002	0.000325	0.0004
V <sub>lit 2</sub>	m <sup>3</sup>	0.0015	0.001225	0.0016
ΔT profil/T profil (erreur relative)	n/a	0.1002	0.0978	0.0994
	%	10.0	9.8	9.9
T profil	g/m <sup>3</sup> -h	- 26.15	- 42.22	- 21.67
ΔT profil	g/m <sup>3</sup> -h	2.62	4.13	2.15
T profil	g/m <sup>3</sup> -h	- 26 ± 3	- 42 ± 4	- 22 ± 2

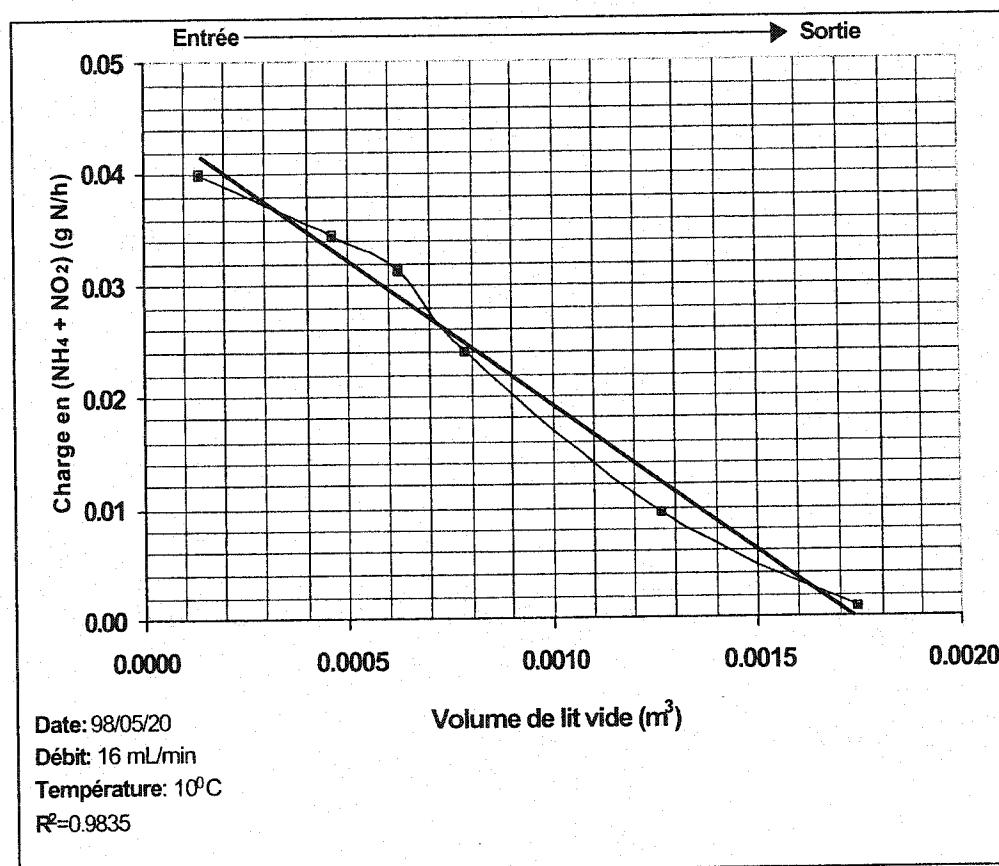


Figure E.1 Profil de concentration de N selon le volume de lit vide pour C1

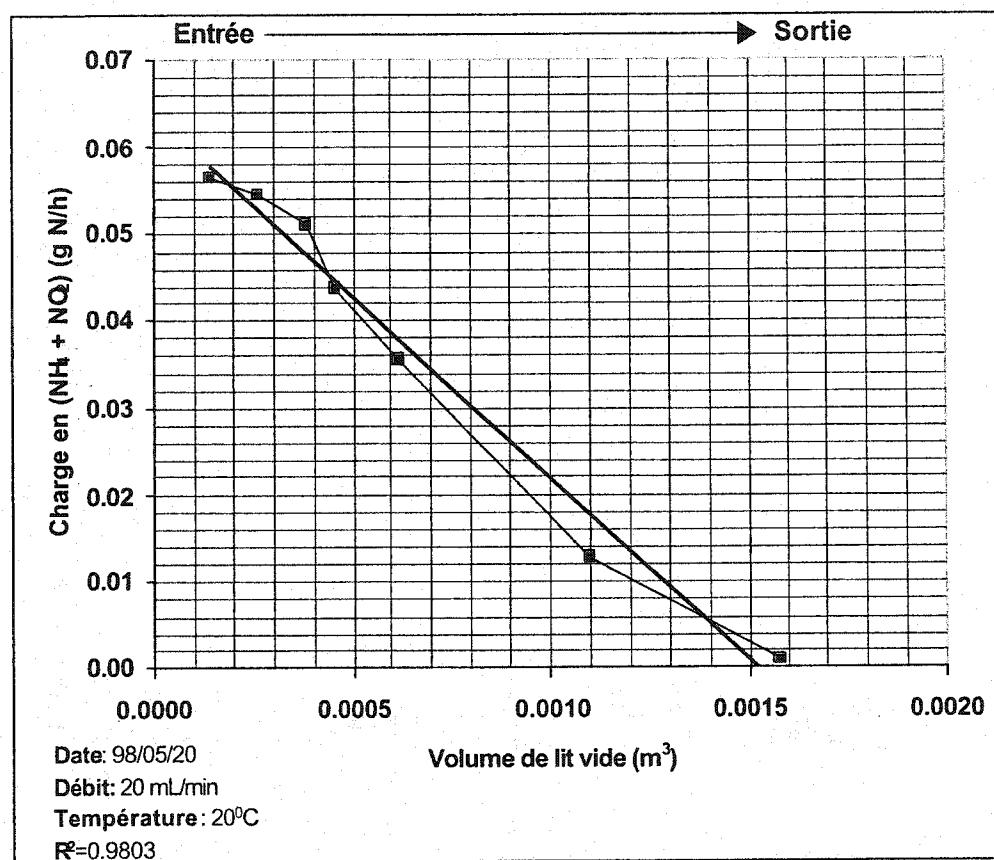


Figure E.2 Profil de concentration de N selon le volume de lit vide pour C2

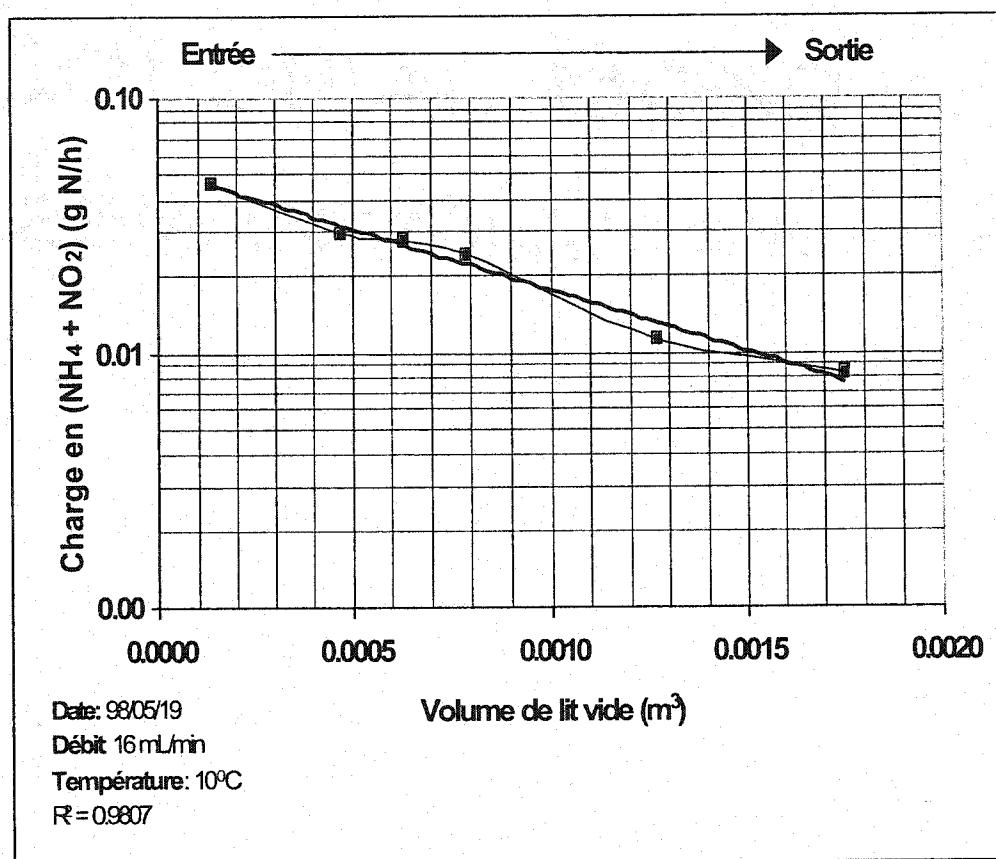


Figure E.3 Profil de concentration de N selon le volume de lit vide pour C3

**ANNEXE F: Estimation de la masse totale de N oxydé et de l'acalinité totale consommée pour les trois colonnes**

Tableau F.1 Calcul de la quantité totale de N oxydé pour la colonne 1

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	[NH4-N]		[NO2-N]		[N]		Réduction nette de N (mg/L)	Charge de N (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	97/11/12	1	R	6	86.6				86.6			
	97/11/13	2	R	11	75.1				75.1			
	97/11/14	3	R	8	70.2		0.5		70.7			
	97/11/15	4	R	8	76.4		0.5		76.9			0.6
	97/11/17	6	R	11	73.6		0.4		74.0			
	97/11/18	7	R	13	57.9		0.5		58.4			
	97/11/19	8	R	9	56.2	55.8	5.5	6.5	61.8	62.3		
	97/11/20	9	R	11		42.2		4.5		46.8		
	97/11/21	10	R	10		38.0		0.2		38.1		
	97/11/22	11	R	4		24.4		0.3		24.7		
	97/11/23	12	R	4		10.6		0.3		10.9		
	97/11/24	13	R	4		0.9		0.3		1.2		
	97/11/25	14	R	5		0.3		0.3		0.6		
	97/11/26	15	R	4		44.0		0.4	73.3	44.4		0.5
	97/11/27	16	R	5		29.7		0.3		30.0		
	97/11/28	17	R	5				0.3		0.3		
	97/11/29	18	R	5				0.3		0.3		
	97/12/01	21	R	4		3.1		0.3		3.4		
	97/12/02	22	R	5		2.9		0.3		3.2		
	97/12/03	23	R	4		0.3		0.3		0.6		
	97/12/04	24	R	4		51.6		0.3		51.9		
	97/12/05	25	C	3	100.7	89.2	0.4	0.4	101.1	88.5	12.5	
	97/12/07	27	C	2		54.3		6.0	115.2	60.3	54.9	
	97/12/08	28	C	1	93.2	20.6	0.4	4.3	93.6	24.8	68.7	
	97/12/09	29	C	1		5.0		0.5	106.9	5.5	101.4	
	97/12/10	30	C	1		9.5		0.4	106.9	9.9	97.0	
	97/12/11	31	C	1		1.1		0.3	106.9	1.4	105.5	
	97/12/12	32	C	1		0.9		0.3	106.9	1.2	105.7	
	97/12/13	33	C	1	75.6	1.8		0.3	75.6	2.1	73.5	
	97/12/15	35	C	2		0.9	0.3	0.3		1.2		
	97/12/16	36	C	1		1.7		0.3	90.3	2.0	88.3	
	97/12/17	37	C	1	76.5	1.1	0.4	0.3	76.9	1.4	75.5	
	97/12/18	38	C	1		0.9		0.3	89.0	1.2	87.8	
	97/12/19	39	C	1	76.0	0.6	4.8	0.3	80.8	0.9	79.9	
Données pour la période		15			1						79.2	2.2
	98/12/21	41	C	3	80.0	26.5	0.3	5.0	80.3	31.5	48.8	
	98/12/23	43	C	2	76.4	2.0	0.4	18.4	76.8	20.4	56.4	
	98/12/25	45	C	2	83.5	4.9	0.4	32.0	83.9	36.9	47.1	
	98/12/28	48	C	2		20.0		26.9	96.8	48.9	47.9	
	98/12/31	51	C	2	89.5	0.6	0.5	25.2	89.9	34.8	55.2	
	98/01/04	55	C	2	90.4	0.3	0.5	0.3	90.9	0.6	90.3	
	98/01/05	56	C	2	90.4	0.3	0.3	0.3	90.7	0.6	90.1	
	98/01/06	57	C	2	89.5	0.3	0.4	0.3	89.9	0.6	89.3	
	98/01/07	58	C	2		0.3	0.4	0.3	0.4	0.6		
	98/01/12	63	C	3	156.6	4.6	0.3	0.3	156.9	4.9	152.0	
	98/01/13	64	C	2	79.4	0.3	0.3	0.3	79.7	0.6	78.1	
Données pour la période		24			2						75.6	5.4
	98/01/14	65	C	5	79.5	6.5	0.3	0.3	79.8	6.8	73.0	
	98/01/15	66	C	4	74.0	0.3	0.3	0.3	74.3	0.6	73.7	
	98/01/16	67	C	4	86.5	0.3	0.3	0.3	86.8	0.6	86.2	
	98/01/17	68	C	4	88.9	0.3	0.3	0.3	88.9	0.6	88.3	
	98/01/19	70	C	4	87.9	0.9	0.3	0.3	88.2	1.2	87.1	
	98/01/20	71	C	4	80.8	0.3	0.3	0.3	81.1	0.6	80.5	
Données pour la période		7			4						81.5	3.6
	98/01/21	72	C	7	86.0	32.2	0.3	0.3	86.3	32.5	53.0	
	98/01/22	73	C	11	86.0	30.5	0.3	0.3	86.3	30.8	55.5	
	98/01/23	74	C	9	88.8	18.2	0.3	0.3	89.1	18.5	70.6	
	98/01/24	75	C	10	86.3	18.8	0.3	0.3	86.7	19.1	67.5	
	98/01/26	77	C	9	90.1	2.0	0.4	0.3	90.5	2.3	88.2	
	98/01/27	78	C	8	93.2	0.4	0.5	0.3	93.7	0.7	92.9	
	98/01/28	79	C	8	91.4	0.9	0.3	0.3	91.7	1.2	90.5	
	98/01/29	80	C	8	101.6	0.3	0.4	0.3	102.0	0.6	101.4	
	98/01/30	81	C	8	96.0	0.3	0.4	0.3	97.3	0.6	96.7	
	98/01/31	82	C	3	97.9	0.3	0.3	0.3	98.2	0.6	97.6	
	98/02/02	84	C	8	98.8	3.3	0.4	0.3	99.2	3.6	95.6	
	98/02/03	85	C	8	97.9	0.3	0.5	0.3	98.3	0.6	97.7	
	98/02/04	86	C	8	89.3	0.3	0.4	0.3	89.7	0.6	89.1	
	98/02/05	87	C	8	107.2	0.3	0.4	0.3	107.6	0.6	107.0	
Données pour la période		16			8						86.0	16.0

Tableau F.1 Calcul de la quantité totale de N oxydé pour la colonne 1

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	[NH4-N]		[NO2-N]		[N]		Réduction nette de N (mg/L)	Charge de N (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	98/02/06	88	C	10	108.1	2.0	0.5	0.3	108.6	2.3	106.3	
	98/02/07	89	C	10	107.2	0.3	0.4	0.3	107.6	0.6	107.0	
	98/02/09	91	C	10	106.3	0.3	0.5	0.3	106.7	0.6	106.1	
Données pour la période		4		10							106.5	6.3
	98/02/10	92	C	13	95.1	0.3	0.3	0.3	95.4	0.6	94.8	
	98/02/11	93	C	14	95.1	4.6	0.3	0.3	95.4	4.9	90.5	
	98/02/12	94	C	14	95.1	0.3	0.3	0.3	95.4	0.6	94.8	
Données pour la période		3		14							93.4	6.5
	98/02/13	95	C	16	57.2	5.1	0.3	0.3	57.5	5.4	52.1	1.2
	98/02/14	96	C	17	92.3	41.2	0.3	0.3	92.6	41.5	51.1	1.3
	98/02/16	98	C	11	92.3	10.0	0.3	0.3	92.6	10.3	82.3	
	98/02/17	99	C	12	99.7	12.6	0.3	0.3	100.0	12.9	87.1	
	98/02/18	100	C	11	96.9	5.7	0.4	0.3	97.3	6.0	91.4	
	98/02/19	101	C	12	96.9	6.0	0.3	0.3	97.2	6.3	91.0	
	98/02/20	102	C	12	104.4	1.1	0.3	0.3	104.7	1.4	103.3	
	98/02/21	103	C	12	101.8	1.8	0.3	0.3	101.9	2.1	99.8	
	98/02/23	105	C	11	100.7	0.3	0.3	0.3	101.0	0.6	100.4	
Données pour la période		8		12							93.6	12.5
	98/02/24	106	C	14	98.8	0.3	0.3	0.3	99.1	0.6	98.5	
	98/02/25	107	C	15	103.5	0.3	0.3	0.3	103.8	0.6	103.2	
Données pour la période		2		15							48.3	2.0
	98/02/26	108	C	18	100.7	3.1	0.3	0.3	101.0	3.4	97.6	
	98/02/27	109	C	16	102.5	6.5	0.3	0.3	102.6	6.6	98.0	
	98/03/02	112	C	18	87.6	0.3	0.3	0.3	87.9	0.6	87.3	
Données pour la période		5		18							93.7	12.0
	98/03/03	113	C	20	82.7	7.6	0.3	0.3	83.0	7.9	75.1	
	98/03/04	114	C	21	97.0	10.3	0.3	0.3	97.3	10.6	86.7	
	98/03/05	115	C	20	100.0	8.5	0.3	0.4	100.3	8.9	91.4	
Données pour la période		3		20							84.4	7.4
	98/03/06	116	C	19	96.9	12.0	0.3	0.3	97.2	12.3	84.9	
	98/03/06	118	C	15	90.1	0.3	0.3	0.3	90.4	0.6	89.8	
	98/03/09	119	C	15	82.0	0.3	0.3	0.4	82.3	0.7	81.6	
	98/03/10	120	C	16	80.7	1.9	0.3	0.3	81.0	2.2	78.9	
	98/03/11	121	C	18	88.8	18.2	0.3	0.3	89.1	18.5	70.6	
	98/03/12	122	C	18	83.4	18.0	0.3	0.3	83.7	18.3	65.4	
	98/03/13	123	C	18	83.5	15.2	0.3	0.3	83.8	15.2	68.6	
	98/03/14	124	C	18	83.6	12.5	0.3	0.5	83.9	13.0	70.9	
Données pour la période		9		17							76.4	16.8
	98/03/16	126	C	16	89.6	5.1	0.3	0.3	89.9	5.4	84.4	
	98/03/17	127	C	16	79.2	4.5	0.3	0.3	79.5	4.8	74.7	
	98/03/18	128	C	17	89.7	5.0	0.3	0.3	90.0	5.3	84.7	
	98/03/19	129	C	16	76.7	6.5	0.3	0.3	77.0	6.8	70.2	
	98/03/20	130	C	16	87.4	7.6	0.3	0.3	87.7	7.9	79.9	
	98/03/22	132	C	14	91.4	12.4	0.3	0.3	91.7	12.7	78.9	
	98/03/23	133	C	16	87.7	12.4	0.3	0.3	88.0	12.7	75.3	
	98/03/24	134	C	15	86.2	10.6	0.3	0.3	86.5	10.9	77.5	
	98/03/25	135	C	16	85.4	14.2	0.3	0.3	85.7	14.5	71.2	
	98/03/26	136	C	16	86.6	12.9	0.3	0.3	86.9	13.2	75.7	
	98/03/27	137	C	16	91.4	8.0	0.3	0.3	91.7	8.3	83.3	
	98/03/28	138	C	16	90.4	10.5	0.3	0.3	90.7	10.8	80.0	
	98/03/30	140	C	17	85.8	13.1	0.3	0.3	86.1	13.4	72.7	
	98/03/31	141	C	17	84.6	12.7	0.3	0.3	84.9	13.0	72.0	
	98/04/01	142	C	17	85.2	13.4	0.3	0.3	85.5	13.7	71.8	
	98/04/02	143	C	16	92.3	14.3	0.3	0.3	92.6	14.6	78.0	
	98/04/03	144	C	16	89.3	30.0	0.3	0.3	89.6	30.3	59.3	
Données pour la période		19		16							75.9	33.1

Tableau F.1 Calcul de la quantité totale de N oxydé pour la colonne 1

Spécifications	Date	Période écoulée	Mode	Dебит (mL/min)	[NH4-N]		[NO2-N]		[N]		Réduction nette de N (mg/L)	Charge de N (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	98/04/04	145	C	16	80.1	42.7	0.3	0.3	80.4	43.0	37.4	
	98/04/06	147	C	15	72.0	22.3	0.3	0.3	72.3	22.6	49.7	
	98/04/07	148	C	16	72.9	16.7	0.3	0.3	73.2	17.0	56.2	
	98/04/08	149	C	16	71.5	20.1	0.3	0.3	71.8	20.4	51.4	
	98/04/09	150	C	16	74.5	19.6	0.3	0.3	74.8	19.9	54.9	
	98/04/11	152	C	16		11.4	0.3	0.3	83.5	11.7	71.8	
	98/04/13	154	C	16	62.5	11.3	0.3	0.3	62.8	11.6	51.2	
	98/04/14	155	C	16	71.9	9.6	0.3	0.3	72.2	9.9	62.3	
	98/04/15	156	C	15	74.2	11.2	0.3	0.3	74.5	11.5	63.0	
	98/04/16	157	C	15	66.6	11.8	0.3	0.3	66.9	12.1	54.8	
	98/04/17	158	C	16	74.2	9.9	0.3	0.3	74.5	10.2	64.3	
	98/04/19	160	C	15	74.6	9.8	0.3	0.3	74.9	10.2	64.7	
	98/04/20	161	C	15	66.4	5.6	0.3	0.3	66.7	6.1	60.5	
	98/04/21	162	C	15	60.8	0.3	0.3	0.3	61.1	0.6	60.5	
Données pour la période		18		15							57.3	23.0
	98/04/22	163	C	16	65.1	2.6	0.3	0.3	65.4	2.9	62.5	
	98/04/23	164	C	16	69.9	4.3	0.3	0.3	70.2	4.6	65.6	
	98/04/24	165	C	17	59.5	28.2	0.3	0.3	59.8	28.5	31.3	
	98/04/25	166	C	17	60.2	39.1	0.3	0.3	60.5	39.4	21.2	
	98/04/27	168	C	16	56.9	32.1	0.3	0.3	57.2	32.4	24.8	
	98/04/28	169	C	17	57.8	12.9	0.3	0.3	58.1	13.2	44.9	
Données pour la période		7		16							41.7	6.9
	98/04/29	170	C	16	44.0	5.4	0.3	0.3	44.3	5.7	38.6	
	98/04/30	171	C	17	42.9	3.0	0.3	0.3	43.2	3.3	39.9	
	98/05/01	172	C	16	47.7	4.2	0.3	0.3	48.0	4.5	43.5	
	98/05/02	173	C	17	52.5	6.4	0.3	0.3	52.8	6.7	46.1	
	98/05/04	174	C	17	51.3	5.3	0.3	0.3	51.6	5.6	46.0	
	98/05/05	175	C	17	39.6	6.5	0.3	0.3	39.9	6.8	33.1	
	98/05/06	176	C	17	42.7	6.0	0.3	0.3	43.0	6.3	36.7	
	98/05/07	177	C	17	36.9	4.3	0.3	0.3	37.2	4.6	32.7	
	98/05/08	178	C	17	37.9	1.8	0.3	0.3	42.4	2.1	40.2	
	98/05/09	179	C	14	42.3	0.3	0.3	0.3	42.6	0.6	42.0	
	98/05/11	180	C	22	47.5	8.5	0.3	0.3	47.8	8.8	39.0	
	98/05/12	181	C	16	47.0	2.1	0.3	0.3	47.3	2.4	44.9	
	98/05/13	182	C	15	35.7	0.6	0.5	0.3	36.2	0.9	35.3	
	98/05/14	183	C	16	43.8	1.3	0.3	0.3	44.1	1.6	42.5	
	98/05/15	184	C	16	48.6	0.3	0.3	0.3	48.9	0.6	48.3	
	98/05/17	185	C	17	47.1	0.3	0.3	0.3	47.4	0.6	46.8	
	98/05/19	186	C	15	46.4	0.3	0.4	0.3	46.8	0.6	46.2	
	98/05/20	187	C	16	42.7	0.3	0.4	0.3	43.1	0.6	42.5	
	98/05/21	188	C	18	40.7	0.3	0.8	0.3	47.5	0.6	46.9	
	98/05/22	189	C	15	42.9	0.3	0.3	0.3	43.2	0.6	42.6	
	98/05/24	190	C	21	41.6	3.0	0.3	0.3	41.9	3.3	38.6	
	98/05/25	191	C	19	43.8	3.8	0.3	0.3	44.1	4.1	40.0	
	98/05/26	192	C	19	47.6	3.5	0.3	0.3	47.9	3.8	44.1	
Données pour la période		23		17							45.6	6.6
	98/05/27	193	C	40	12.9	0.3	0.3	0.3	13.2	0.6	12.6	
	98/05/28	194	C	41	12.7	0.3	0.3	0.3	13.0	0.6	12.4	
	98/05/29	195	C	40	11.2	0.3	0.3	0.3	11.5	0.6	10.9	
	98/05/31	197	C	45	11.6	0.3	0.3	0.3	11.9	0.6	11.3	
Données pour la période		5		41							11.8	3.5
	98/06/01	198	C	38	13.5	0.3	0.3	0.3	13.8	0.6	13.2	
	98/06/02	199	C	40	12.7	0.3	0.3	0.3	13.0	0.6	12.4	
	98/06/03	200	C	39	12.6	0.3	0.3	0.3	12.9	0.6	12.3	
	98/06/04	201	C	63	12.0	1.1	0.3	0.3	12.3	1.4	10.9	
	98/06/05	202	C	56	13.4	0.9	0.3	0.3	13.7	1.2	12.5	
	98/06/08	205	C	58	9.9	1.5	0.3	0.3	10.2	1.8	8.4	
	98/06/09	206	C	64	13.1	1.8	0.3	0.3	13.4	2.1	11.3	
Données pour la période		9		51							11.6	7.7
	98/06/10	207	C	61	11.9	0.3	0.3	0.3	12.2	0.6	11.6	
	98/06/11	208	C	53	13.4	0.5	0.3	0.3	13.7	0.8	13.0	
	98/06/12	209	C	59	9.2	2.5	0.3	0.3	9.5	2.8	6.6	
Données pour la période		3		58							10.4	2.6

Tableau F.1 Calcul de la quantité totale de N oxydé pour la colonne 1

Tableau F.2 Calcul de la quantité de N oxydé pour la colonne 2

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	[NH4-N]		[NO2-N]		[N]		Réduction nette de N (mg/L)	Charge de N (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	97/12/07	27	R	4	85.4	73.1	0.3	4.3	85.7	77.4		0.9
	97/12/08	28	R	4		76.3		4.8		81.0		
	97/12/09	29	R	4		73.6		4.8		78.4		
	97/12/10	30	R	4		71.6		0.4		72.0		
	97/12/11	31	R	2		53.8		0.4		54.2		
	97/12/12	32	R	2		48.3		0.4		48.7		
	97/12/13	33	R	2		47.1		4.3		51.4		
	97/12/15	35	R	4		36.8		5.0		41.9		
	97/12/16	36	R	2		28.1		6.0		34.1		
	97/12/17	37	R	2		14.9		5.8		20.7		
	97/12/18	38	R	2		5.6		5.3		10.9		
	97/12/19	39	R	2		1.2		4.5		5.7		
	97/12/21	41	C	2		0.3		0.4		0.7		
	97/12/23	43	C	1	84.1	0.3	0.4	0.4	84.5	0.7	83.8	
	97/12/25	45	C	1	84.6	24.0	0.4	8.1	85.0	32.0	52.9	
	97/12/26	48	C	1	85.8	18.1	0.4	7.3	86.2	25.4	80.8	
	97/12/21	51	C	1								
	98/01/04	55	C	1	91.4	0.7	0.4	0.4	91.8	1.1	90.7	
	98/01/05	56	C	1	90.4	0.7	0.4	0.4	90.8	1.1	89.7	
Données pour la période		14			1						75.6	1.7
	98/01/06	57	C	2	90.4	0.4	0.4	0.4	90.8	0.8	90.0	
	98/01/07	58	C	2		1.4		0.4			1.8	
	98/01/12	63	C	2	141.7	63.5	4.5	0.4	146.2	63.8	82.3	
	98/01/13	64	C	2	80.4	55.0	0.4	0.4	80.8	55.4	25.4	
	98/01/14	65	C	2	80.5	15.4	0.4	0.4	80.9	16.8	64.0	
	98/01/15	66	C	2	68.2	0.5	0.5	0.4	68.6	0.9	67.7	
Données pour la période		10			2						65.9	1.7
	98/01/16	67	C	5	89.3	30.1	0.4	0.4	89.7	30.5	59.2	
	98/01/17	68	C	4	90.1	25.6			90.1	25.6	64.5	
	98/01/19	70	C	4	88.7	15.0	0.4	0.4	89.1	15.4	73.6	
	98/01/20	71	C	5	91.4	13.4	0.4	0.4	91.8	13.8	77.9	
	98/01/21	72	C	4	87.5	0.3	0.4	0.4	87.9	0.7	87.2	
Données pour la période		6			4						72.5	2.8
	98/01/22	73	C	7	85.0	29.1	0.4	0.4	85.4	29.5	55.9	
	98/01/23	74	C	8	88.5	41.8	0.4	0.4	89.2	42.2	47.1	
	98/01/24	75	C	8	86.3	28.4	0.4	0.4	86.7	28.8	57.9	
	98/01/26	77	C	8	90.1	10.1	0.4	0.4	90.5	10.5	80.1	
	98/01/27	78	C	8	93.2	7.2	0.5	0.4	93.7	7.6	86.1	
	98/01/28	79	C	8	91.4	1.8	0.4	0.4	91.8	2.0	89.7	
	98/01/29	80	C	8	101.6	1.7	0.4	0.4	102.0	2.1	99.9	
	98/01/30	81	C	8	96.9	0.3	0.5	0.4	97.4	0.7	96.7	
	98/01/31	82	C	7	97.9	0.3	0.4	0.4	98.3	0.7	97.8	
	98/02/02	84	C	8	98.8	0.3	0.4	0.4	99.2	0.7	98.5	
Données pour la période		12			8						80.9	10.8
	98/02/03	85	C	9	97.9	0.3	0.5	0.4	98.3	0.7	97.6	
	98/02/04	86	C	11	69.3	9.1	0.4	0.4	89.7	9.5	80.2	
Données pour la période		2			10						86.9	2.5
	98/02/05	87	C	12	107.2	17.4	0.4	0.4	107.6	17.8	89.8	
	98/02/06	88	C	12	108.1	6.8	0.5	0.4	108.6	7.2	101.4	
	98/02/07	89	C	13	107.2	11.0	0.4	0.4	107.6	11.4	96.2	
Données pour la période		3			12						95.8	5.0
	98/02/09	91	C	7	106.3	0.3	0.5	0.4	106.7	0.7	106.0	
	98/02/10	92	C	18	52.5	0.3	0.4	0.4	52.9	0.7	52.2	
	98/02/11	93	C	20	53.6	0.3	0.4	0.4	54.0	0.7	53.3	
	98/02/12	94	C	19	53.8	0.3	0.4	0.4	54.2	0.7	53.5	
	98/02/13	95	C	20	25.9	0.3	0.4	0.4	26.3	0.7	25.8	
	98/02/14	96	C	19	46.6	3.4	0.4	0.4	47.0	3.8	43.3	
	98/02/16	98	C	18	44.6	0.3	0.4	0.4	45.0	0.7	44.3	
	98/02/17	99	C	20	46.3	0.3	0.5	0.4	51.9	0.7	51.2	
	98/02/18	100	C	21	53.3	0.3	0.4	0.4	53.7	0.7	53.0	
	98/02/19	101	C	19	53.4	0.3	0.4	0.4	53.8	0.7	53.1	
	98/02/20	102	C	19	54.1	0.3	0.4	0.4	54.5	0.7	53.8	
	98/02/21	103	C	21	53.1	0.3	0.4	0.4	53.5	0.7	52.8	
	98/02/23	105	C	20	54.5	0.3	0.4	0.4	55.0	0.7	54.3	
	98/02/24	106	C	21	50.4	0.3	0.4	0.4	50.8	0.7	50.1	
	98/02/25	107	C	20	52.6	0.3	0.4	0.4	53.0	0.7	52.3	
	98/02/26	108	C	20	53.5	0.3	0.4	0.4	53.9	0.7	53.2	
	98/02/27	109	C	20	58.6	0.3	0.4	0.4	59.0	0.7	58.3	
	98/03/02	112	C	19	55.2	0.3	0.4	0.4	55.6	0.7	54.9	
	98/03/03	113	C	19	37.3	0.3	0.4	0.4	37.7	0.7	37.0	
	98/03/04	114	C	20	42.5	0.3	0.4	0.4	42.9	0.7	42.2	
	98/03/05	115	C	19	42.5	0.3	0.4	0.4	42.9	0.7	42.2	
	98/03/06	116	C	19	42.0	0.3	0.4	0.4	42.4	0.7	41.7	

Tableau F.2 Calcul de la quantité de N oxydé pour la colonne 2

Tableau F.3 Calcul de la quantité totale de N oxydé pour la colonne 3

Spécifications	Date	Période écoulée	Mode	Débit	[NH4-N]		[NO2-N]		[M]		Reduction nette de N	Charge de N	
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)			
	97/11/12	1	R	87.4					87.4				
	97/11/13	2	R	72.0					72.0				
	97/11/14	3	R	64.7					69.2				
	97/11/19	8	R	50.1	49.9	0.5	0.5	50.5	50.4				
	97/11/20	9	R	92.3	62.3	4.8	5.3	92.3	87.6				
	97/11/21	10	R	73.3				5.0		78.3			
	97/11/22	11	R	54.4				7.6		61.9			
	97/11/23	12	R	23.5				13.6		37.1			
	97/11/24	13	R	0.3				10.8		11.1			
	97/11/25	14	R	70.8	0.3	5.8	0.3	76.5	0.6			0.5	
	97/11/26	15	R	7.0				9.3		16.3			
	97/11/27	16	R	0.3				0.3		0.6			
	97/11/28	17	R	82.4	0.3	0.5	0.3	82.9	0.6			0.6	
	97/11/29	18	R	9.3						9.6			
	97/12/01	20	C	38	70.9	0.3	0.3	0.3	71.2	0.6	70.6		
	97/12/02	21	C	52	71.7	69.5	0.3	7.6	72.0	77.0	-5.0		
	97/12/03	22	C	23		37.8		19.1	82.3	56.9	25.4		
	97/12/04	23	C	21	39.1		21.6	82.3	60.7		21.6		
	97/12/05	24	C	21	90.6	40.6	0.3	21.9	90.9	62.5	28.4		
Données pour la période		3		22							25.1	2.3	
	97/12/06	25	C	10		0.3		41.5	92.7	41.9	50.8		
	97/12/08	27	C	10	88.4	0.3	0.3	39.6	88.7	40.1	48.6		
	97/12/09	28	C	9		0.3		37.3	100.8	37.6	63.2		
	97/12/10	29	C	8		0.3		37.0	100.8	37.3	63.5		
	97/12/11	30	C	8		0.3		35.0	100.8	35.3	65.5		
	97/12/12	31	C	10		1.5		42.0	100.8	43.5	57.3		
	97/12/13	32	C	12	65.4	0.3		42.0	65.4	42.3	23.2		
	97/12/15	34	C	9	70.9	0.3	6.8	11.8	77.6	11.9	65.8		
	97/12/16	35	C	12		2.8		75.5	87.1	78.4	8.7		
Données pour la période		11		10							49.6	7.7	
	97/12/17	36	C	7	63.6	0.3	5.5	11.1	69.1	11.4	57.7		
	97/12/18	37	C	6		0.4		10.3	77.8	10.7	67.1		
Données pour la période		2		6							62.4	1.1	
	97/12/19	38	C	4	66.7	0.3	0.3	14.1	67.0	14.4	52.6		
	97/12/21	40	C	6	77.8	0.3	0.3	19.3	78.1	10.6	67.5		
	97/12/23	42	C	5	77.1	0.3	4.3	0.3	81.4	0.6	80.8		
	97/12/25	44	C	4	78.7	0.3	4.3	0.3	83.0	0.6	82.4		
Données pour la période		7		5							70.8	3.3	
	97/12/28	47	C	7	72.9	0.3	6.8	8.3	79.7	8.6	71.1		
	97/12/31	50	C	6				0.3	89.3	0.3	89.0		
	98/01/04	54	C	6	84.9	0.3		0.3	84.9	0.6	84.3		
Données pour la période		8		6							81.5	5.7	
	98/01/05	55	C	13	83.6	37.1	5.0	0.3	88.7	37.4	51.2		
	98/01/06	56	C	10	84.0	25.2	6.8	0.3	90.8	25.5	65.3		
	98/01/07	57	C	13		13.3	8.3	0.3	8.3	13.6			
	98/01/12	62	C	9	75.0	5.9	5.8	0.3	80.7	6.2	74.5		
	98/01/13	63	C	13	69.9	2.2	9.3	0.3	79.2	2.5	76.8		
	98/01/14	64	C	11	65.3	0.3	9.1	0.3	74.3	0.6	73.7		
	98/01/15	65	C	11	63.3	0.3	11.1	0.3	74.4	0.6	73.8		
	98/01/16	66	C	12	90.1	4.4	4.3	0.3	94.3	4.7	89.6		
	98/01/17	67	C	11	92.3	4.5			92.3	4.5	87.8		
	98/01/19	68	C	11	90.1	0.3	6.8	0.3	96.8	0.6	96.2		
	98/01/20	70	C	11	96.0	0.3	7.8	0.0	103.8	0.3	103.5		
Données pour la période		16		11							79.2	20.5	
	98/01/21	71	C	20	84.2	26.3	0.3	0.4	84.5	26.7	57.8		
	98/01/22	72	C	21	80.7	19.0	0.3	0.3	81.0	19.3	61.7		
	98/01/23	73	C	25	85.8	25.3	0.3	0.4	86.1	25.7	60.4		
	98/01/24	74	C	23	81.2	19.6	0.3	0.5	81.5	20.1	61.4		
	98/01/26	76	C	22	83.2	10.7	0.3	4.8	83.5	15.5	67.9		
	98/01/27	77	C	23	113.7	50.9	0.3	6.0	114.0	56.9	57.1		
	98/01/28	78	C	26	107.2	50.1	0.3	7.0	107.5	57.1	50.4		
	98/01/29	79	C	24	117.5	57.2	0.3	7.6	117.8	64.7	53.0		
	98/01/30	80	C	24	113.7	51.5	0.3	8.6	114.0	60.0	54.0		
	98/01/31	81	C	25	115.6	51.4	0.4	9.3	115.9	60.7	55.3		
	98/02/02	83	C	11	117.5	5.8	0.3	4.3	117.8	10.1	107.7		
Données pour la période		13		22							62.4	25.7	

Tableau F.3 Calcul de la quantité totale de N oxydé pour la colonne 3

Spécifications	Date	Période écoulée	Mode	Débit (mL/min)	[NH4-N]		[NO2-N]		[N]		Réduction nette de N (mg/L)	Charge de N (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	98/02/03	84	C	18	114.7	42.2	0.4	5.3	115.1	47.5	67.6	
	98/02/04	85	C	18	86.7	14.4	0.3	0.3	87.0	14.7	72.3	
	98/02/05	86	C	18	99.7	17.2	0.3	0.3	100.0	17.5	82.6	
	98/02/06	87	C	19	99.7	9.1	0.3	0.3	100.0	9.4	90.7	
Données pour la période		4		18							78.3	8.2
	98/02/07	88	C	20	97.9	4.7	0.3	0.3	98.2	5.0	93.2	
	98/02/09	90	C	20	97.9	3.4	0.3	0.5	98.2	3.9	94.3	
	98/02/10	91	C	20	91.4	0.8	0.3	0.4	91.7	1.2	90.4	
	98/02/11	92	C	20	91.4	0.3	0.3	0.3	91.7	0.6	91.0	
	98/02/12	93	C	20	94.2	0.3	0.3	0.3	94.5	0.6	93.9	
	98/02/14	95	C	16	76.8	34.3	0.3	0.3	77.1	34.6	42.5	
	98/02/16	97	C	18	75.7	13.3	0.3	5.0	76.0	18.4	57.6	
	98/02/17	98	C	20	79.1	10.9	0.3	7.8	79.4	18.7	60.7	
	98/02/18	99	C	20	80.5	5.2	0.4	10.1	80.9	15.2	65.7	
	98/02/19	100	C	21	100.7	3.8	0.4	8.3	101.1	12.1	89.0	
	98/02/20	101	C	20	99.7	17.9	0.3	14.3	100.0	32.3	67.8	
	98/02/21	102	C	20	93.2	2.6	0.4	17.1	93.6	19.7	73.9	
	98/02/23	104	C	20	94.2	2.1	0.5	4.5	94.6	6.6	88.0	
	98/02/24	105	C	21	90.1	1.6	0.6	19.6	90.7	21.2	69.5	
	98/02/25	106	C	19	92.3	2.6	0.3	18.6	92.6	21.2	71.4	
	98/02/26	107	C	21	88.8	1.3	0.4	20.9	89.0	22.2	66.8	
	98/02/27	108	C	20	92.3	1.1	0.5	19.6	92.7	20.7	72.0	
Données pour la période		21		20							75.7	45.3
	98/03/02	111	C	15	82.5	0.3	0.4	0.3	82.9	0.6	82.3	
	98/03/03	112	C	15	67.1	0.3	4.3	0.3	71.4	0.6	70.6	
	98/03/04	113	C	15	70.3	0.3	4.5	0.3	74.8	0.6	74.2	
	98/03/05	114	C	16	71.9	0.3	5.0	0.3	76.9	0.6	76.3	
	98/03/06	115	C	17	91.4	0.5	0.4	13.6	91.7	14.1	77.6	
	98/03/08	117	C	15	91.4	0.3	4.3	0.3	95.6	0.6	95.0	
	98/03/09	118	C	16	71.5	0.3	4.3	7.3	75.8	7.6	68.2	
	98/03/10	119	C	15	69.0	0.3	5.0	6.0	74.0	8.3	67.7	
	98/03/11	120	C	13	76.9	0.3	0.4	0.3	77.3	0.6	76.7	
	98/03/12	121	C	14	71.9	0.3	0.4	4.3	72.3	4.6	67.7	
	98/03/13	122	C	13	69.0	0.3			69.0	0.3	68.7	
	98/03/14	123	C	15	73.7	0.3	7.0	0.3	80.8	0.6	80.2	
	98/03/16	125	C	14	73.6	0.3	0.5	0.3	74.1	0.6	73.5	
	98/03/17	126	C	14	67.5	31.2	5.0	0.3	72.5	31.5	41.0	
	98/03/18	127	C	15	66.0	0.3	0.5	0.3	86.5	0.6	85.9	
Données pour la période		17		15							73.7	26.7
	98/03/19	128	C	20	82.9	7.8	4.5	0.5	87.4	8.2	79.2	
	98/03/20	129	C	21	84.2	7.7	0.4	4.3	84.5	11.9	72.6	
Données pour la période		2		20							75.9	4.5
	98/03/22	131	C	17	83.5	0.3	5.5	0.3	89.1	0.6	88.5	
	98/03/23	132	C	18	76.7	0.3	6.5	0.3	83.3	0.6	82.7	
	98/03/24	133	C	17	77.4	0.3	6.5	0.3	83.9	0.6	83.3	
	98/03/25	134	C	18	92.3	0.3	0.3	0.3	92.6	0.6	92.0	
	98/03/26	135	C	16	93.2	0.3	0.3	0.3	93.5	0.6	92.9	
	98/03/27	136	C	17	98.8	0.3	0.3	0.3	99.1	0.6	98.5	
	98/03/28	137	C	19	92.3	0.3	0.3	0.3	92.6	0.6	92.0	
	98/03/30	139	C	18	83.9	0.3	0.3	0.3	84.2	0.6	83.6	
	98/03/31	140	C	18	84.3	0.3	0.3	0.3	84.6	0.6	84.0	
	98/04/01	141	C	18	86.2	0.3	0.3	0.3	86.5	0.6	85.9	
	98/04/02	142	C	18	90.4	0.3	0.3	0.3	90.7	0.6	90.1	
	98/04/03	143	C	19	89.7	39.4	0.3	0.4	90.0	39.8	50.2	
	98/04/04	144	C	17	89.3	23.4	0.3	5.3	89.6	28.7	60.9	
	98/04/05	146	C	17	77.2	10.7	0.3	10.1	77.5	20.8	56.7	
	98/04/07	147	C	17	79.0	8.6	0.3	12.6	79.3	21.2	58.1	
	98/04/08	148	C	18	83.5	5.8	0.3	18.1	83.8	23.9	59.9	
	98/04/09	149	C	19	84.5	4.2	0.3	23.4	84.8	27.6	57.2	
	98/04/11	151	C	18		0.3	0.3	0.3	96.0	0.6	95.4	
Données pour la période		21		18							78.4	42.2
	98/04/13	153	C	18		0.3		0.3	96.0	0.6	95.4	
	98/04/14	154	C	19	42.9	0.3	0.3	0.3	43.2	0.6	42.6	
	98/04/15	155	C	18	44.9	0.3	0.3	0.3	45.3	0.6	44.7	
Données pour la période		3		18							60.9	4.8
	98/04/16	156	C	20	39.2	0.3	0.4	0.3	39.5	0.6	38.9	
	98/04/17	157	C	20	41.6	0.3	0.3	0.5	41.9	0.8	41.1	
	98/04/19	159	C	20	41.0	0.3	0.3	0.3	41.3	0.6	40.7	
	98/04/20	160	C	20	42.0	0.3	0.3	0.3	42.3	0.6	41.7	
Données pour la période		5		20							40.6	5.8

Tableau F.3 Calcul de la quantité totale de N oxydé pour la colonne 1

Tableau F.4 Calcul de la quantité totale d'acalinité consommée pour la colonne 1

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	Acalinité		Réduction nette d'acalinité (mg/L)	Consommation d'acalinité (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	97/11/12	1	R	6				
	97/11/13	2	R	11				
	97/11/14	3	R	8	300			
	97/11/15	4	R	11	100			
	97/11/17	6	R	13	50			
	97/11/18	7	R	9	50			
	97/11/19	8	R	11	50			
	97/11/20	9	R	10	30			
	97/11/21	10	R	4	20			
	97/11/22	11	R	4	20			
	97/11/23	12	R	4	20			
	97/11/24	13	R	4	10			
	97/11/25	14	R	5	20			
	97/11/26	15	R	4	20			
	97/11/27	16	R	5	20			
	97/11/28	17	R	5	15			
	97/11/29	18	R	5	10			
	97/12/01	21	R	4	10			
	97/12/02	22	R	5	10			
	97/12/03	23	R	4	10			
	97/12/04	24	R	4	40			
	97/12/05	25	C	3	40			
	97/12/07	27	C	2	120	10	110	
	97/12/08	28	C	1		10	110	
	97/12/09	29	C	1	60	10	50	
	97/12/10	30	C	1		15	45	
	97/12/11	31	C	1		10	50	
	97/12/12	32	C	1		20	40	
	97/12/13	33	C	1		20	40	
	97/12/15	35	C	2	20	20	0	
	97/12/16	36	C	1	25	15	10	
	97/12/17	37	C	1		40	15	
	97/12/18	38	C	1	10	20	-10	
	97/12/19	39	C	1		30	20	
Données pour la période		15		1			34	0.8
	97/12/21	41	C	3	10	20	10	
	97/12/23	43	C	2	10	15	-5	
	97/12/25	45	C	2	15	20	-5	
	97/12/28	48	C	2	10	25	-15	
	97/12/31	51	C	2		30	-20	
	98/01/04	55	C	2	10	20	-10	
	98/01/05	56	C	2	10	30	-20	
	98/01/06	57	C	2	40	25	15	
	98/01/07	58	C	2	30	20	-10	
	98/01/12	63	C	3	5	10	-5	
	98/01/13	64	C	2	40	15	25	
Données pour la période		24		2			4	-0.3
	98/01/14	65	C	5	35	5	30	
	98/01/15	66	C	4	35	10	25	
	98/01/16	67	C	4	40	15	25	
	98/01/17	68	C	4	20	60	-40	
	98/01/19	70	C	4	50	30	20	
	98/01/20	71	C	4	65	15	50	
Données pour la période		7		4			18	0.8
	98/01/21	72	C	7	60	10	50	
	98/01/22	73	C	11	65	15	50	
	98/01/23	74	C	9	60	20	40	
	98/01/24	75	C	10	50	10	40	
	98/01/26	77	C	9	70	10	60	
	98/01/27	78	C	8	65	10	55	
	98/01/28	79	C	8	85	35	50	
	98/01/29	80	C	8	30	15	15	
	98/01/30	81	C	8	55			
	98/01/31	82	C	3	75	10	65	
	98/02/02	84	C	8	75	10	65	
	98/02/03	85	C	8	50	30	20	
	98/02/04	86	C	8		15	35	
	98/02/05	87	C	8	60	15	45	
Données pour la période		16		8			45	8.4
	98/02/06	88	C	10	65	30	35	
	98/02/07	89	C	10	45	70	-25	
	98/02/09	91	C	10	20	15	5	
Données pour la période		4		10			5	0.3

Tableau F.4 Calcul de la quantité totale d'acalinité consommée pour la colonne 1

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	Acalinité		Réduction nette d'acalinité (mg/L)	Consommation d'acalinité (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	98/02/10	92	C	13	55	10	45	
	98/02/11	93	C	14	50	10	40	
	98/02/12	94	C	14	45	10	35	
Données pour la période		3		14			40	2.4
	98/02/13	95	C	16	30	5	25	0.6
	98/02/14	96	C	17	70	5	65	1.6
	98/02/16	98	C	11	60	10	50	
	98/02/17	99	C	12	40	5	35	
	98/02/18	100	C	11	65	5	60	
	98/02/19	101	C	12	80	15	65	
	98/02/20	102	C	12	30	10	20	
	98/02/21	103	C	12	30	10	20	
	98/02/23	105	C	11	65	10	55	
Données pour la période		8		12			44	5.8
	98/02/24	106	C	14	35	5	30	
	98/02/25	107	C	15	85	5	80	
Données pour la période		2		15			41	1.7
	98/02/26	108	C	19	80	5	75	
	98/02/27	109	C	18	130	10	120	
	98/03/02	112	C	18	70	5	65	
Données pour la période		5		18			87	11.1
	98/03/03	113	C	20	65	5	60	
	98/03/04	114	C	21	90	5	85	
	98/03/05	115	C	20	60	5	55	
Données pour la période		3		20			67	5.8
	98/03/06	116	C	19	40	10	30	
	98/03/08	118	C	15	40	10	30	
	98/03/09	119	C	15	45	5	40	
	98/03/10	120	C	16	55	5	50	
	98/03/11	121	C	18	60	5	55	
	98/03/12	122	C	16	60	5	55	
	98/03/13	123	C	18	60	5	55	
	98/03/14	124	C	18	60	5	55	
Données pour la période		9		17			46	10.2
	98/03/16	126	C	16	70	5	65	
	98/03/17	127	C	16	35	5	30	
	98/03/18	128	C	17	50	5	45	
	98/03/19	129	C	16	60	5	55	
	98/03/20	130	C	16	50	5	45	
	98/03/22	132	C	14	15	5	10	
	98/03/23	133	C	16	65	5	60	
	98/03/24	134	C	15	45	5	40	
	98/03/25	135	C	16	50	5	45	
	98/03/26	136	C	16	45	5	40	
	98/03/27	137	C	16		5	40	
	98/03/28	138	C	16	60	5	55	
	98/03/30	140	C	17	45	5	40	
	98/03/31	141	C	17	55	5	50	
	98/04/01	142	C	17	40	5	35	
	98/04/02	143	C	16	30	5	25	
	98/04/03	144	C	16	40	5	35	
Données pour la période		19		16			42	18.3
	98/04/04	145	C	16	55	5	50	
	98/04/06	147	C	15	55	5	50	
	98/04/07	148	C	16	40	5	35	
	98/04/08	149	C	16	50	0	50	
	98/04/09	150	C	16	50	5	45	
	98/04/11	152	C	16		0	50	
	98/04/13	154	C	16	45	0	45	
	98/04/14	155	C	16	60	0	60	
	98/04/15	156	C	15	40	0	40	
	98/04/16	157	C	15	50	0	50	
	98/04/17	158	C	16	40	0	40	
	98/04/19	160	C	15	35	0	35	
	98/04/20	161	C	15	40	5	35	
	98/04/21	162	C	15	70	5	65	
Données pour la période		18		15			46	18.6



Tableau F.5 Calcul de la quantité totale d'acalinité consommée pour la colonne 2

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	Alcalinité		Réduction nette d'acalinité (mg/L)	Charge d'acalinité (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	97/12/07	27	R	4		70		
	97/12/08	28	R	4		45		
	97/12/09	29	R	4		25		
	97/12/10	30	R	4		10		
	97/12/11	31	R	2		15		
	97/12/12	32	R	2		10		
	97/12/13	33	R	2		10		
	97/12/15	35	R	4		5		
	97/12/16	36	R	2		10		
	97/12/17	37	R	2		5		
	97/12/18	38	R	2		15		
	97/12/19	39	R	2		10		
	97/12/21	41	C	2		20		
	97/12/23	43	C	1	25	15	10	
	97/12/25	45	C	1	10			
	97/12/28	48	C	1	10	10	0	
	97/12/31	51	C	1				
	98/01/04	55	C	1	40	20	20	
	98/01/05	56	C	1	30	15	15	
Données pour la période		14		1			11	0.3
	98/01/06	57	C	2	35	10	25	
	98/01/07	58	C	2	25	10	15	
	98/01/12	63	C	2	10	5	5	
	98/01/13	64	C	2	35	5	30	
	98/01/14	65	C	2	25	5	20	
	98/01/15	66	C	2	20	5	15	
Données pour la période		10		2			18	0.5
	98/01/16	67	C	5	40	10	30	
	98/01/17	68	C	4	40	10	30	
	98/01/19	70	C	4	40	5	35	
	98/01/20	71	C	5	65	5	60	
	98/01/21	72	C	4	75	10	65	
Données pour la période		6		4			44	1.7
	98/01/22	73	C	7	65	10	55	
	98/01/23	74	C	8	60	5	55	
	98/01/24	75	C	8	50	5	45	
	98/01/26	77	C	8	70	5	65	
	98/01/27	78	C	8	65	5	60	
	98/01/28	79	C	8	85	5	80	
	98/01/29	80	C	8	30	10	20	
	98/01/30	81	C	8	55	15	40	
	98/01/31	82	C	7	75	15	60	
	98/02/02	84	C	8	75	10	65	
Données pour la période		12		8			55	7.3
	98/02/03	85	C	9	50	10	40	
	98/02/04	86	C	11	50	10	40	
Données pour la période		2		10			40	1.1
	98/02/05	87	C	12	60	10	50	
	98/02/06	88	C	12	65	10	55	
	98/02/07	89	C	13	45	10	35	
Données pour la période		3		12			47	2.4
	98/02/09	91	C	7	20	10	10	
	98/02/10	92	C	18	50	15	35	
	98/02/11	93	C	20	45	10	35	
	98/02/12	94	C	19	40	10	30	
	98/02/13	95	C	20	30	10	20	
	98/02/14	96	C	19	55	5	50	
	98/02/16	98	C	18	45	10	35	
	98/02/17	99	C	20	70	40	30	
	98/02/18	100	C	21	65	20	45	
	98/02/19	101	C	19	50	10	40	
	98/02/20	102	C	19	45	10	35	
	98/02/21	103	C	21	100	20	80	
	98/02/23	105	C	20	40	10	30	
	98/02/24	106	C	21	55	10	45	
	98/02/25	107	C	20	50	5	45	
	98/02/26	108	C	20	55	5	50	
	98/02/27	109	C	20	60	5	55	

Tableau F.5 Calcul de la quantité totale d'acalinité consommée pour la colonne 2

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	Alcalinité		Réduction nette d'acalinité (mg/L)	Charge d'acalinité (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	98/03/02	112	C	19	75	15	60	
	98/03/03	113	C	19	35	10	25	
	98/03/04	114	C	20	65	10	55	
	98/03/05	115	C	19	30	15	15	
	98/03/06	116	C	19	50	10	40	
	98/03/08	118	C	19	50	15	35	
	98/03/09	119	C	19	35	10	25	
	98/03/10	120	C	19		10	25	
	98/03/11	121	C	20	50	10	40	
	98/03/12	122	C	19	50	10	40	
	98/03/13	123	C	18	125	15	110	
	98/03/14	124	C	20	40	10	30	
	98/03/16	126	C	18	50	15	35	
	98/03/17	127	C	17		10	40	
	98/03/18	128	C	17	45	10	35	
	98/03/19	129	C	20	40	10	30	
	99/03/20	130	C	20	20	15	5	
	98/03/22	132	C	19	35	10	25	
	98/03/23	133	C	19	40	10	30	
	98/03/24	134	C	19	45	15	30	
	98/03/25	135	C	19	50	10	40	
	98/03/26	136	C	19	40	15	25	
	98/03/27	137	C	20	55	10	45	
	98/03/28	138	C	21	45	15	30	
	98/03/29	140	C	20	50	15	35	
	98/03/31	141	C	20		10	30	
	98/04/01	142	C	18	40	15	25	
	98/04/02	143	C	19	40	15	25	
	98/04/03	144	C	19	40	10	30	
	98/04/04	145	C	19	45	15	30	
	98/04/06	147	C	19	55	15	40	
	98/04/07	148	C	20	40	5	35	
	98/04/08	149	C	20	40	10	30	
	98/04/09	150	C	20	50	10	40	
	98/04/11	152	C	19		15	35	
	98/04/13	154	C	20	40	15	25	
	98/04/14	155	C	19	50	5	45	
	98/04/15	156	C	20	60	10	50	
	98/04/16	157	C	21	60	10	50	
	98/04/17	158	C	20	80	15	65	
	98/04/19	160	C	19	40	20	20	
	98/04/20	161	C	19	30	15	15	
	98/04/21	162	C	19	40	10	30	
	98/04/22	163	C	19	40	15	25	
	98/04/23	164	C	20	30	15	15	
	98/04/24	165	C	19	30	15	15	
	98/04/25	166	C	21	75	15	60	
	98/04/27	168	C	21	65	10	55	
	98/04/28	169	C	20	65	10	55	
	98/04/29	170	C	21	40	15	25	
	98/04/30	171	C	20	40	10	30	
	98/05/01	172	C	19	45	15	30	
	98/05/02	173	C	21	80	20	40	
	98/05/04	174	C	20	50	15	35	
	98/05/05	175	C	19	40	10	30	
	98/05/06	176	C	20	65	10	55	
	98/05/07	177	C	19	50	10	40	
	98/05/08	178	C	19	35	10	25	
	98/05/09	179	C	20	40	15	25	
	98/05/11	180	C	21	45	10	35	
	98/05/12	181	C	20	40	10	30	
	98/05/13	182	C	19	50	5	45	
	98/05/14	183	C	20	30	10	20	
	98/05/15	184	C	21	40	10	30	
	98/05/17	185	C	21	50	10	40	
	98/05/18	186	C	19	30	10	20	
	98/05/20	187	C	21	40	10	30	
Données pour la période				97	19		36	96.6

Tableau F.5 Calcul de la quantité totale d'acidité consommée pour la colonne 2

Tableau F.6 Calcul de la quantité totale d'acidité consommée pour la colonne 3

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	Acidité		Réduction nette d'acidité (mg/L)	Consommation d'acidité (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	97/11/12	1	R	1200				
	97/11/13	2	R	1000				
	97/11/14	3	R	900				
	97/11/19	8	R	400	300			
	97/11/20	9	R	690	600			
	97/11/21	10	R	510	400			
	97/11/22	11	R	400	240			
	97/11/23	12	R	60	60			
	97/11/24	13	R	70	70			
	97/11/25	14	R	130	70			
	97/11/26	15	R	130	70			
	97/11/27	16	R	70	30			
	97/11/28	17	R	30	70			
	97/11/29	18	R	545	327			31
	97/12/01	20	C	550	5			
	97/12/02	21	C	630	490	140		
	97/12/03	22	C	330	300			
	97/12/04	23	C	260	370			
	97/12/05	24	C	320	310			
Données pour la période		3		22				
	97/12/06	25	C	10	70	560		
	97/12/08	27	C	10	450	380		
	97/12/09	28	C	9	70	380		
	97/12/10	29	C	8	75	375		
	97/12/11	30	C	8	80	370		
	97/12/12	31	C	10	85	365		
	97/12/13	32	C	12	580	500		
	97/12/15	34	C	830	300	530		
	97/12/16	35	C	12	390	440		
Données pour la période		11		10		433		67
	97/12/17	36	C	7	785	385	400	
	97/12/18	37	C	6	370	415		
Données pour la période		2		6		408		7
	97/12/19	38	C	4	550	100	450	
	97/12/21	40	C	6	550	55	495	
	97/12/23	42	C	5	545	55	490	
	97/12/25	44	C	4	590	80	510	
Données pour la période		7		5		456		23
	97/12/28	47	C	7	570	80	490	
	97/12/31	50	C	6	690	140	550	
	98/01/04	54	C	6		520		36
Données pour la période		8		6				
	98/01/05	55	C	13	610	370	240	
	98/01/06	56	C	10	620	265	355	
	98/01/07	57	C	13	630	250	380	
	98/01/12	62	C	9	665	200	465	
	98/01/13	63	C	13	570	150	420	
	98/01/14	64	C	11	660	160	500	
	98/01/15	65	C	11	680	160	520	
	98/01/16	66	C	12	690	110	580	
	98/01/17	67	C	11	660	120	540	
	98/01/19	69	C	11	580	85	495	
	98/01/20	70	C	11	600	60	540	
Données pour la période		16		11		458		118
	98/01/21	71	C	20	675	180	495	
	98/01/22	72	C	21	650	250	400	
	98/01/23	73	C	25	690	245	345	
	98/01/24	74	C	23	700	295	405	
	98/01/26	76	C	22	600	225	375	
	98/01/27	77	C	23	750	300	450	
	98/01/28	78	C	26	740	210	530	
	98/01/29	79	C	24	680	310	370	
	98/01/30	80	C	24	760	345	415	
	98/01/31	81	C	25	700	265	435	
	98/02/02	83	C	11	710	80	630	
Données pour la période		13		22		441		182
	98/02/03	84	C	18	685	235	450	
	98/02/04	85	C	18	475	80	395	
	98/02/05	86	C	18	475	85	390	
	98/02/06	87	C	19	495	60	435	
Données pour la période		4		18		418		44

Tableau F.6 Calcul de la quantité totale d'acalinité consommée pour la colonne 3

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	Acalinité		Réduction nette d'acalinité (mg/L)	Consommation d'acalinité (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	98/02/07	88	C	20	465	60	405	
	98/02/09	90	C	20	540	60	480	
	98/02/10	91	C	20	530	50	480	
	98/02/11	92	C	20	570	55	515	
	98/02/12	93	C	20	455	45	410	
	98/02/14	95	C	16	595	260	335	
	98/02/16	97	C	18	640	110	530	
	98/02/17	98	C	20	580	80	500	
	98/02/18	99	C	20	535	60	475	
	98/02/19	100	C	21	495	40	455	
	98/02/20	101	C	20	710	125	585	
	98/02/21	102	C	20	1010	335	675	
	98/02/23	104	C	20	1015	330	685	
	98/02/24	105	C	21	800	310	490	
	98/02/25	106	C	19	930	370	560	
	98/02/26	107	C	21	940	360	580	
	98/02/27	108	C	20	900	360	540	
Données pour la période		21		20			534	319
	98/03/02	111	C	15	935	300	635	
	98/03/03	112	C	15	890	330	560	
	98/03/04	113	C	15	770	300	470	
	98/03/05	114	C	16	775	305	470	
	98/03/06	115	C	17	830	175	655	
	98/03/08	117	C	15	850	170	680	
	98/03/09	118	C	16	730	170	560	
	98/03/10	119	C	15	750	170	580	
	98/03/11	120	C	13	650	125	525	
	98/03/12	121	C	14	725	130	595	
	98/03/13	122	C	13	750	115	635	
	98/03/14	123	C	15	640	70	570	
	98/03/16	125	C	14	730	95	635	
	98/03/17	126	C	14	575	380	195	
	98/03/18	127	C	15	835	90	745	
Données pour la période		17		15			567	206
	98/03/19	128	C	20	760	175	585	
	98/03/20	129	C	21	740	130	610	
Données pour la période		2		20			598	35
	98/03/22	131	C	17	905	115	790	
	98/03/23	132	C	18	840	110	730	
	98/03/24	133	C	17	650	110	540	
	98/03/25	134	C	18	710	90	620	
	98/03/26	135	C	18	810	110	700	
	98/03/27	136	C	17	830	105	725	
	98/03/28	137	C	19	710	100	610	
	98/03/30	139	C	18	950	125	825	
	98/03/31	140	C	18	785	95	690	
	98/04/01	141	C	18	875	100	775	
	98/04/02	142	C	18	795	105	690	
	98/04/03	143	C	19	895	425	470	
	98/04/04	144	C	17	880	295	585	
	98/04/05	146	C	17	755	180	575	
	98/04/07	147	C	17	740	195	545	
	98/04/08	148	C	18	670	195	475	
	98/04/09	149	C	19	720	105	615	
	98/04/11	151	C	18	320	400		
Données pour la période		21		18			631	339
	98/04/13	153	C	18	620	295	325	
	98/04/14	154	C	19	680	125	555	
	98/04/15	155	C	18	870	410	460	
Données pour la période		3		18			447	35
	98/04/16	156	C	20	700	400	300	
	98/04/17	157	C	20	815	485	330	
	98/04/19	159	C	20	825	385	440	
	98/04/20	160	C	20	590	490	100	
Données pour la période		5		20			293	42
	98/04/21	161	C	20	745	470	275	
	98/04/22	162	C	20	755	500	255	
	98/04/23	163	C	21	710	410	300	
	98/04/24	164	C	21	850	395	455	
	98/04/25	165	C	21	725	430	295	
	98/04/27	167	C	21	870	435	435	
	98/04/28	168	C	22	830	440	390	
	98/04/29	169	C	23	825	535	290	
	98/04/30	170	C	22	660	490	170	
	98/05/01	171	C	21	785	405	380	
Données pour la période		11		21			325	108

Tableau F.6 Calcul de la quantité totale d'acidité consommée pour la colonne 3

**ANNEXE G: Effet de l'aération sur la concentration d'oxygène dissous  
pour C1 et C3**

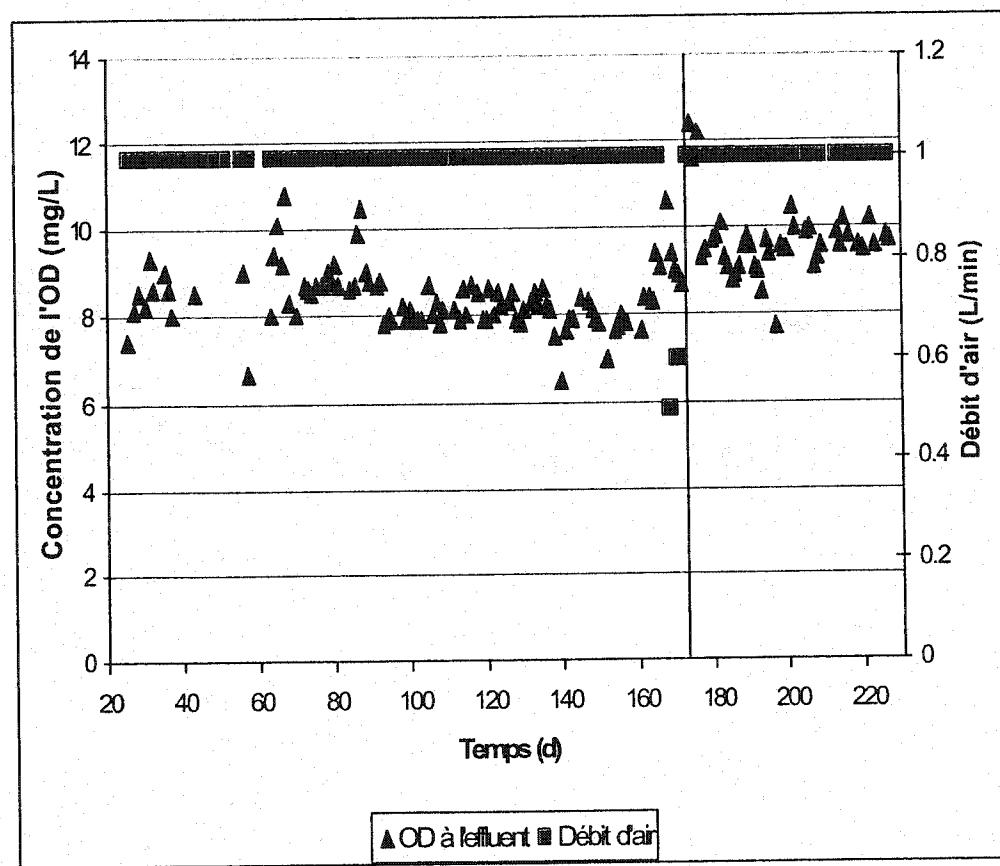


Figure G.1 Effet de l'aération sur la concentration du OD pour C1

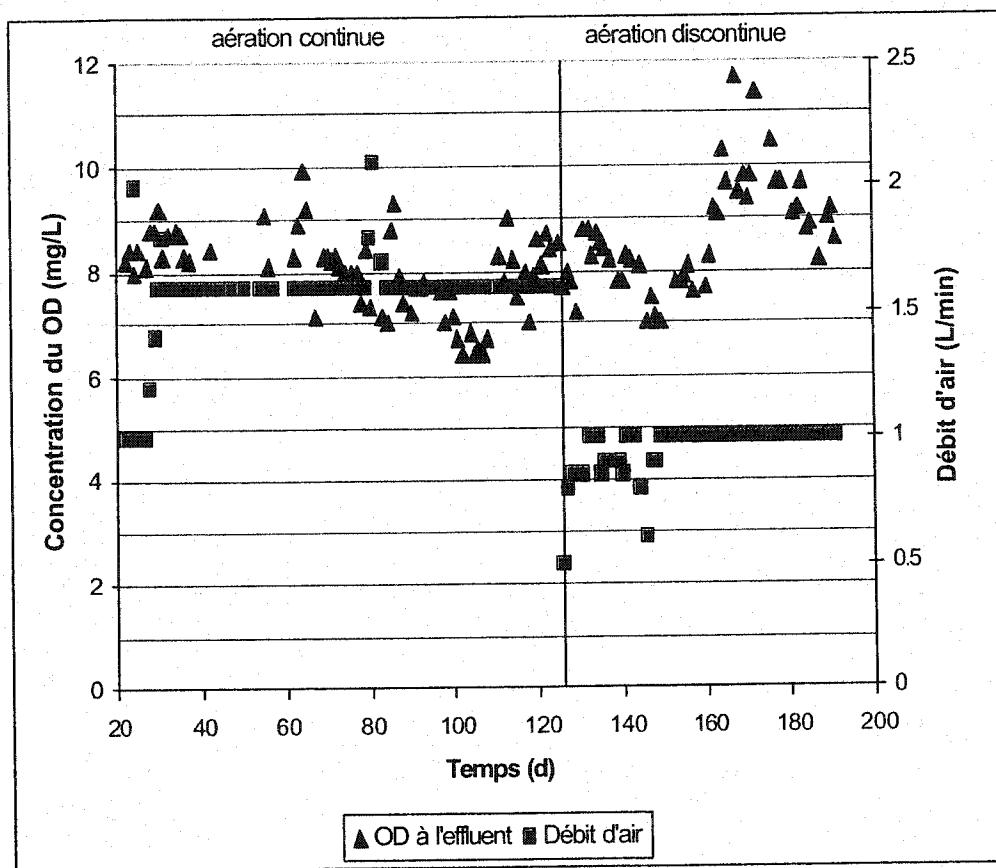


Figure G.2 Effet de l'aération sur la concentration du OD pour C3

**ANNEXE H: Estimation de la biomasse récupérée**

Tableau H.1 Quantité de biomasse récupérée pour chaque colonne

Colonne	Date	Temps (d)	Source	Poids biomasse (g MES)
C1	98/04/03	143	lavage	9.3
	98/07/02	229	lavage	11.5
	98/04/03	143	effluent	4.2
	98/07/09	236	effluent	3.5 28.5
Total				
C2	98/06/09	206	lavage	9.2
	98/04/04	144	effluent	4.3
	98/06/12	209	effluent	6.2 19.7
C3	98/02/13	94	lavage	3.8
	98/04/02	142	lavage	2.5
	98/05/06	176	lavage	2.6
	98/05/19	189	lavage	0.7
	98/05/21	191	lavage	0.7
	98/04/04	144	effluent	0.5
	98/05/21	191	effluent	0.7 11.4

**ANNEXE I : Calcul de la quantité de phosphore requise pour la croissance de la biomasse**

Le phosphore compte pour 2.477% de la biomasse (Metcalfe & Eddy, 1991).

Sachant que la biomasse est représentée par  $C_5H_7O_2N$  avec un poids correspondant de 113.115 g. 2.477% représente 2.802 g de P.

Suivant l'équation 10, il y a 0.021 mole de biomasse produite par mole de N oxydé. En poids, ça équivaut à 0.1696 mg de biomasse produite par mg de N oxydé.

Si 113.115 g de biomasse contient 2.802 g de P, 0.1696 mg de biomasse contiendra 0.0042 mg de P. Donc, il y aura 0.0042 mg P utilisé par mg de N oxydé.

Sachant qu'environ 50 mg/L de N était oxydé, il s'ensuit que 0.21 mg/L de P était requis.

**ANNEXE J : Tests de toxicité sur la truite arc-en-ciel et *Daphnia magna***

# Bodycote

## TECHNITROL • ECO

### Certificat d'analyse • Certificate of Analysis

Mme. Pascale St-Germain  
 Centre de Technologie Noranda  
 240, boul. Hyacinthe  
 Pointe-Claire, Québec  
 H9R 1G6

BODYCOTE TECHNITROL INC.  
 121, RUE DU PONT, POINTE-CLAIRE, QUÉBEC, H9R 1G6  
 TEL: (514) 697-5373 • FAX: (514) 697-5380

Le 4 juil 1998

Projet: 40487-185381, 185382, 185384

IDENTIFICATION DE L'ÉCHANTILLON (type, date, et heure)	NUMÉRO DE TEST	DATE DE RÉCEPTION	DATES D'ANALYSE (date et l'heure)		BIOESSAI CL <sub>50</sub> - 96 heures % v/v ( Int. conf. ) O. mykiss (Truites arc-en-ciel)
			0 hrs.	96 hrs.	
Échant. 981344, 25/05/98	22144	27/05/98	28/05/98, 11:30	01/06/98, 13:30	N.C.
Échant. 981345, 25/05/98	22145	27/05/98	28/05/98, 11:30	01/06/98, 13:30	N.C.
Échant. 981346, 25/05/98	22146	27/05/98	28/05/98, 11:30	01/06/98, 13:30	N.C.

#### SYNTHÈSE DES RÉSULTATS:

	Unité Toxicité	Conclusion
Échant. 981344, 25/05/98	<1.0	Non toxic
Échant. 981345, 25/05/98	<1.0	Non toxic
Échant. 981346, 25/05/98	<1.0	Non toxic

Int. conf.: intervalle de confiance à 95%  
 Statistique: non applicable  
 N.C.: non calculée

Salvador Rojas, B.Sc.  
 Biologiste  
 Département d'Ecotoxicologie

Ce certificat ne doit pas être reproduit, sauf en entier, sans l'autorisation écrite du laboratoire. Les échantillons mentionnés plus haut seront conservés pendant 30 jours à partir de la date de rapport à moins d'instructions écrites du client.

This certificate may not be reproduced except in its entirety, without the written approval of the laboratory. Samples mentioned in this report will be kept for 30 days after the date of the report unless otherwise instructed, in writing, by the client.

# Bodycote

TECHNITROL • ECO

BODYCOTE TECHNITROL INC.  
12, RUE PINEAU, PONT-ÉVÉQUE, 76130  
TEL: (04 57) 42 21 11 • FAX: (04 57) 42 20 00

## Certificat d'analyse • Certificate of Analysis

### CONDITIONS D'ANALYSE

Description de l'échantillon:	Echant. 991344, 26/05/98		
Lieu et méthode d'échantillonnage:	Centre Tech. Noranda, instantané		
Nom de l'échantilleur:	P. St-Germain		
Dates d'analyse:	Chrs: 26/05/98, 11:30 96hrs: 01/06/98, 13:30		
Nom de l'analyste:	J. Lapointe / M. Moran		
Notre numéro de projet:	40487-185381		
Notre numéro de test:	22144		
Organisme:	Oncorhynchus mykiss	% de mort, 7 jours avant l'essai:	1.70
Lot: / Accès/état:	ACP-3501 / > 2 semaines		
Poids et longueur moyenne des poissons témoins (± écart type) et intervalles:	0.38g (± 0.04g; 0.31 - 0.42g) / 32.6mm (± 2.0mm; 30 - 37mm)		
Densité de chargement:	0.38 g/L/jour		
Hauteur de solution dans chaque récipient d'essai:	17cm		
Préparation de l'échantillon:	Préparation de 30 minutes, durata non ajustee, pH non ajuste		
Débit d'aération:	5.5 ml/min/L		
Protocole d'essai:	SPS 1.77M/13. Juillet 1990, Section 5 **		

concentration de l'échant. (‰ v/v)	nombre de poisssons	volume (litres)	initialité 0h hrs	exposition (%)	température (degré C)					pH			oxygène dissous (mg/L)			conductivité (µmhos/cm)		
					0hrs	24hrs	48hrs	72hrs	96hrs	0hrs	24hrs	48hrs	72hrs	0hrs	24hrs	48hrs	0hrs	24hrs
100	10	10	+	10	15	14	14	14	14	5.5	6.0	6.1	6.6	9.2	9.3	1578	1543	1584
50	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.1	7.6	7.6	8.7	9.4	9.1	913	896	898
25	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.6	7.8	7.7	8.7	9.4	9.2	608	594	592
12.5	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.6	7.9	7.9	8.7	9.3	9.1	438	436	434
6.25	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.6	7.9	7.9	8.7	9.3	9.1	347	346	351
témoin	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.6	7.6	7.6	8.8	9.1	7.9	266	254	266

**REMARQUES:**

Échantillon gelé, non dégelé.

Nombre de poissons témoins survivus: 0

Limites références: GL<sub>50</sub> = 14.3 / 16.0 - 16.0 g/L (94C); date de l'essai: 29/05/02/C6/98

Limites de contrôle et moyenne (écart-type) (max, min, et moyenne): 13.7, 11.5 et 14.8

\*\* : l'essai a été exécuté conformément au protocole spécifié sans modification.

Ce certificat ne doit pas être reproduit, sinon en entier, sans l'autorisation écrite du laboratoire. Les échantillons mentionnés ne doivent pas être conservés plus de 30 jours à partir de la date de rapport à moins d'instructions écrites du client.

This certificate may not be reproduced except in its entirety, without the written approval of the laboratory. Samples mentioned may not be stored for more than 30 days from the date of the report unless otherwise directed, in writing, by the client.



BODYCOTE TECHNITROL INC.  
120, RUE DU RIVAGE, BUREAU 400, QUÉBEC, QC G1R 1E6  
TÉL.: (418) 674-5271 • TÉL.: (514) 462-3381

— Certificat d'analyse • Certificate of Analysis —

**CONDITIONS D'ANALYSE**

Description de l'échantillon: Lieu et méthode d'échantillonnage: Nom de l'échantilleur: Date d'analyse: Nom de l'analyste: Notre numéro de projet: Notre numéro de test:	Échant. 961345, 26/05/98 Effluent raffinerie, instantané P. St-Germain	Oncorhynchus mykiss ACP 8801 / > 2 semaines	% de mort. 7 jours avant l'essai: 1.70
Organismes: Lot / Acclimatation	Oncorhynchus mykiss		
Poids et longueur moyenne des poissonss témoins (± écart type) et Intervalles:	0.38g (± 0.04g; 0.31 - 0.42g) / 32.6mm (± 2.0mm; 30 - 37mm)		
Densité de chargement:	0.35 g/l/jour		
Hauteur de solution dans chaque récipient d'essai:	17cm		
Préparation de l'échantillon:	Préparation de 30 minutes, durée non ajustée, pH non ajusté		
Débit d'aération:	2.5ml/min/l		
Protocole d'essai:	SPE 1/RM/13, Juillet 1990, Section 6 **		

concentration de l'échant. (%)vol)	nombre de récipients	volume (litres)	échantillon 25 hrs	mortalité (%)	température (température)				pH				oxygène dissous (mg/l)				conductivité (microsiemens)			
					0hrs	24hrs	48hrs	72hrs	0hrs	24hrs	48hrs	72hrs	0hrs	24hrs	48hrs	72hrs	0hrs	24hrs	48hrs	
100	10	10	1	10	15	14	14	14	6.4	6.4	6.4	3.4	8.9	9.1	10.95	1561	1563			
50	10	10	0	0	15	14	14	14	7.2	7.5	7.4	9.0	9.0	8.8	9.63	946	941			
25	10	10	0	0	15	14	14	14	7.5	7.6	7.5	9.0	8.7	8.0	8.46	628	630			
12.5	10	10	0	0	15	14	14	14	7.6	7.6	7.5	9.1	8.2	7.3	4.53	449	443			
6.25	10	10	0	0	15	14	14	14	7.6	7.8	7.8	9.1	8.5	8.9	3.57	358	357			
témoin	10	10	0	0	15	14	14	14	7.5	7.6	7.7	8.8	8.8	7.7	2.57	257	257			

**REMARQUES:**

Échantillon gelé, non  
ouvert

Nombre de poissonss témoins stressés: 0

Essai référence:  $\text{Cl}_{\text{ref}} = 14.3 \pm 10.0 \pm 16.0 \pm \text{gNaCl}$ , date de l'essai: 29/05/02/06/98

Limites de concorde et moyenne géométrique (max, min, et moyen): 17.7, 11.5 et 14.6

\*\* : L'essai a été exécuté conformément au protocole systolé sans magnification.

Ce certificat ne doit pas être reproduit, sauf en entier, sans l'autorisation écrite du laboratoire. Les exemplaires imprimés ou plus  
tard, seront conservés pendant 10 jours à partir de la date du rapport à moins d'instructions écrites de client.

This certificate may not be reproduced except in its entirety, without the written approval of the laboratory. Samples containing  
to this report will be kept for 10 days after the date of the report unless otherwise instructed in writing by the client.

# Bodycote

TECHNITROL • ECO

BODYCOTE TECHNITROL INC.  
121 BOUL. HYDRE, PONT-LEVIS, QUÉBEC, H4B 1E8  
(416) 490-2222 • (416) 490-2222

## Certificat d'analyse • Certificate of Analysis

### CONDITIONS D'ANALYSE

Description de l'échantillon:	Échant. 981346, 26/06/98
Lieu et méthode d'échantillonage:	Étang raffiné, instantané
Nom de l'échantilleur:	P. St-Germain
Date d'analyse:	Ohrs: 28/06/98, 11:30
Nom de l'analyste:	86hrs: 01/07/98, 13:30
Notre numéro de projet:	J. Laplante / H. Moran
Notre numéro de test:	40467-165384
	22146
Organismes:	<i>Oncorhynchus mykiss</i>
Tot. / Accrétion:	% de mort 7 jours avant l'essai 1.76
Poids et longueur moyenne des poissons	
témoins (± écart type) et intervalles:	0.38g (± 0.04g; 0.31 - 0.42g) / 32.5mm (± 2.0mm; 30 - 37mm)
Densité de chargement:	0.36 g/L/cur
Hauteur de solution dans chaque récipient d'essai:	1.7cm
Préparation de l'échantillon:	Préparation de 30 minutes, aérat. non ajustée, pH non ajusté
Débit d'aération:	8.5ml/min/L
Protocole d'essai:	SPÉ 1/RM/13, Juillet 1990, Section 6 **

concentration de l'échant- illon (ppm)	nombre de poissons	volume (litres)	mortalité 24 hrs	mortalité 72hr	température (degré C)				pH				oxygène disposé (mg/L)				conductivité (microsiemens)			
					Ohrs	24hrs	48hrs	72hrs	96hrs	Ohrs	24hrs	48hrs	72hrs	96hrs	Ohrs	24hrs	48hrs	72hrs	96hrs	
100	10	10	0	0	15	14	14	14	14	8.0	8.5	8.5	8.7	9.2	9.3	2250	2160	2130		
50	10	10	0	0	15	14	14	14	14	8.0	8.4	8.4	8.9	9.4	9.4	1290	1254	1228		
25	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.9	8.2	8.2	8.1	9.3	9.1	803	775	761		
12.5	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.9	8.1	8.1	9.1	9.3	9.2	521	509	502		
6.25	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.8	8.1	8.0	9.1	9.1	8.9	389	350	369		
témoin	10	10	1	10	15	14	14	14	14	7.6	7.7	7.7	8.9	8.7	8.4	261	254	258		

#### REMARQUES:

Échantillon esté: non cu

Nombre de poissons témoins étiquetés: 3/3

L'essai référencé:  $Cl_{50} = 14.3 \pm 10.0 \pm 16.6 \pm 1 \text{ g/L NaCl}$ ; date de l'essai: 29/05/02/06/98  
Limites de conductivité moyenne géométrique (max, min, et moyen): 17.7, 11.5 et 14.6

\*\* : l'essai a été exécuté conformément au protocole spécifié sans modification.

Ce certificat ne doit pas être reproduit, sinon en entier, sans l'autorisation écrite du laboratoire. Les déclinaisons reportées plus bas sont valables pendant 10 jours à partir de la date de rapport à moins d'instruction écrite du client.

This certificate may not be reproduced except in its entirety, without the written approval of the laboratory. Samples pertaining to this report will be valid for 10 days after the date of the report unless otherwise instructed, in writing, by the client.

# Bodycote

TECHNITROL • ECO

BODYCOTE TECHNITROL INC.

TECHNITROL INC., 1000, AVENUE PONT-DE-LA-PIN, QUÉBEC, G1R 1P6

TEL: (418) 673-1201 • FAX: (418) 673-2060

## Certificat d'analyse • Certificate of Analysis

Mme. Pascala St-Germain  
 Centre de Technologie Noranda  
 240, boul. Hyacinthe  
 Pointe-Claire, Québec  
 H9R 1G5

Le 4 juin 1998  
 Projet: 40487-185381, 185382, 185384

IDENTIFICATION DE L'ÉCHANTILLON (type, date, et l'heure)	NUMÉRO DE TEST	DATE DE RÉCEPTION	DATES D'ANALYSE (date et l'heure)		ESSAI CL <sub>50</sub> - 48 heures % v/v ( Int. conf. ) Dopamine magne (Dopamine)
			0 hrs.	48 hrs.	
Échant. 981344, 25/05/98	22152	27/05/98	28/05/98, 18:15	30/05/98, 14:30	N.C.
Échant. 981345, 25/05/98	22153	27/05/98	28/05/98, 18:15	30/05/98, 14:30	N.C.
Échant. 981346, 25/05/98	22154	27/05/98	28/05/98, 18:20	30/05/98, 14:45	62.8 ± 25 - >100

### SOMMAIRE DES RÉSULTATS:

	Unité Toxicité	Conclusion
Échant. 981344, 25/05/98	< 1.0	Non létal
Échant. 981345, 25/05/98	< 1.0	Non létal
Échant. 981346, 25/05/98	1.6	Létal

Int. conf.: Intervalle de confiance à 95%  
 Statistique: Test Binomial  
 N.C.: non calculable



Salvador Rojas, B.Sc.  
 Biologiste  
 Département d'Ecotoxicologie

Ce certificat ne peut pas être reproduit, sauf en entier, sans l'autorisation écrite du laboratoire. Les échantillons mentionnés plus haut seront conservés pendant 30 jours à partir de la date du rapport à moins d'instructions écrites du client.

This certificate may not be reproduced except in its entirety, without the written approval of the laboratory. Samples mentioned in this report will be kept for 30 days after the date of the report unless otherwise instructed, in writing, by the client.

# Bodycote

TECHNITROL • ECO

BODYCOTE TECHNITROL INC.  
101 RUE RIVIERE PONT-GRANGE, QUÉBEC, J4X 2E8  
TELE: 418-667-2125 • FAX: 418-667-2080

## Certificat d'analyse • Certificate of Analysis

### CONDITIONS D'ANALYSE

Description de l'échantillon:	Échant. 881344, 25/05/98
Lieu et méthode d'échantillonnage:	Centre Tech, Néranda, instantanée
Nom de l'échantillonneur:	P. St-Germain
Dates d'analyse:	Otrs: 28/05/98, 16:15
Nom de l'analyste:	48hrs: 30/05/98, 14:30
Notre numéro de projet:	J. Laplante / N. Desy
Notre numéro de test:	40487-185381
	22152
Organismes:	<i>Daphnia magna</i> ( < 24 heures )
Durée de l'eau d'élevage:	115 mg/L
Densité de chargement:	10 daphnées/20mL, 20mL/daphnie
Photopériodes:	16h : 8h
Eau de dilution:	Eau municipale maturee
Préparation de l'échantillon:	Non aérée, durée non ajustée, pH non ajusté
Protocole d'essai:	SPE 1/RM/14, juillet 1990, Section 6 **

concentration de l'échantillon (mg/L)	nombre de daphnées	mortalité 48 heures	mortalité (%)	température (degré C)				pH				oxygène dissous (mg/L)				conductivité (µmhos/cm)			
				Otrs	24hrs	48hrs	Otrs	24hrs	48hrs	Otrs	24hrs	Otrs	24hrs	48hrs	Otrs	24hrs	48hrs	Otrs	
100	10	0	0	21	21	20	5.6	6.2	6.2	7.8	7.4	7.4	1813	1859	1571				
50	10	0	0	21	21	20	7.5	7.8	7.8	7.8	7.5	7.5	7.7	1079	1099	1002			
25	10	0	0	21	21	20	7.8	8.0	7.9	7.5	7.5	7.5	685	712	656				
12.5	10	0	0	21	21	20	7.9	8.0	8.0	7.5	7.5	7.5	499	497	484				
6.25	10	0	0	21	21	20	7.9	8.0	7.9	7.4	7.7	7.5	395	394	388				
référence	10	0	0	21	21	20	7.9	8.0	7.5	7.3	7.5	7.7	277	293	279				
référence	10	0	0	21	21	20	7.9	8.0	7.5	7.3	7.5	7.7	277	293	279				

**REMARQUES:** Echantillon gelé: non

Portée: Moyenne (répétées): 20.3  
Age à la première portée (jours): 6.5

Le essai référence: Clas = 4.8 (4.0 - 6.0) g/L (échelle), date de l'essai: 23-27/05/98

Limites de contrôle et moyenne géométrique (max, min, et moyenne): 5.6, 3.6 et 4.5

\*\* : L'essai a été exécuté conformément au protocole spécifié sans modification.

Ce certificat ne doit pas être reproduit, sinon en entier, sans l'autorisation écrite du laboratoire. Les échantillons mentionnés plus haut seront conservés pendant 30 jours à partir de la date de rapport à moins d'instructions écrites du client.

This certificate may not be reproduced, except in its entirety, without the written approval of the laboratory. Samples referred to in this report will be kept for 30 days after the date of the report unless otherwise instructed, in writing, by the client.



BODYCOTE TECHNITROL INC.

101, BOULEVARD PONT-CLARE, QUÉBEC, G1R 3E1  
TEL: (416) 480-4223 • TÉL: (514) 687-2892

## Certificat d'analyse • Certificate of Analysis

## CONDITIONS D'ANALYSE

Description de l'échantillon:	Échant. 981345, 25/05/98
Lieu et méthode d'échantillonnage:	Centre Tech. Noranda, Instantanée
Nom de l'échantilleur:	P. St-Germain
Dates d'analyse:	0hrs: 26/05/98, 16:15
Nom de l'analyste:	48hrs: 30/05/98, 14:30
Notre numéro de projet:	J. Laplante / N. Desy
Notre numéro de test:	40487-195382
	22163
Organismes:	Daphnia magna (+ 24 heures)
Dureté de l'eau d'élevage:	115 mg/L
Densité de chargement:	10 daphnies/cont., 20mL/daphnie
Photopériode:	16h / 8h
Eau de dilution:	Eau municipale maturee
Préparation de l'échantillon:	Non aérée, dureté non ajustée, pH non ajusté
Protocole d'essai:	SPÉ 1/RM/14, Juillet 1990, Section 6 **

concentration de l'échantillon	nombre de daphnies	mortalité 48 heures	mortalité (%)	température (degré C)			pH			oxygène dissous mg/L			conductivité (µmhos/cm)		
				0hrs	24hrs	48hrs	0hrs	24hrs	48hrs	0hrs	24hrs	48hrs	0hrs	24hrs	48hrs
100	10	3	30	21	21	20	6.5	6.6	6.7	8.0	8.0	7.5	1916	1951	1794
50	10	0	0	21	21	20	7.5	7.8	7.8	8.0	8.0	7.7	1030	1122	1051
25	10	0	0	21	21	20	7.8	8.0	8.0	8.0	8.0	7.5	724	725	686
12.5	10	0	0	21	21	20	7.9	8.0	8.1	7.8	7.7	7.6	503	507	481
6.25	10	0	0	21	21	20	8.0	8.1	8.2	7.7	7.9	7.8	391	395	376
témoin	10	0	0	21	21	20	8.0	8.0	8.2	7.6	8.0	7.7	290	290	260

## REMARQUES:

Échantillon galé: non  
ouiPartie Moyenne Inéchatais: 20.3  
Age à la dernière portée (jours): 5.5L'essai référence:  $CL_{50} = 4.0 \pm 4.0 \pm 5.0 \pm \text{g/L}$  (SPÉ), date de l'essai: 26-27.05.98  
Limites de contrôle et moyenne géométrique (max, min, et moyenne): 5.5, 3.5 et 4.5

\*\* : l'essai a été effectué conformément au protocole spécifié sans modification.

Ce certificat ne peut pas être reproduit, sauf en entier, sans l'autorisation écrite du laboratoire. Les échantillons conservés le plus longtemps doivent être conservés pendant 30 jours à partir de la date du rapport à moins d'avis contraire écrits par le client.

This certificate may not be reproduced except in its entirety, without the written approval of the laboratory. Samples pertaining to this report will be kept for 30 days after the date of the report unless otherwise requested in writing by the client.

# Bodycote

TECHNITROL • ECO

BODICOTE TECHNITROL INC.  
14, BLD. 1000, PONTETTE, QC, H2R 1B  
TEL: 514-682-2238 • FAX: 514-682-2238

## Certificat d'analyse • Certificate of Analysis

### CONDITIONS D'ANALYSE

Description de l'échantillon:	Échant. 381346, 25/05/98
Eau et méthode d'échantillonnage:	Centre Tech. Noranda, instantanée
Nom de l'échantilleur:	P. St-Germain
Dates d'analyse:	0hrs: 25/05/98, 16:30
Nom de l'analyste:	48hrs: 30/05/98, 14:45
Notre numéro de projet:	J. Laplante / N. Desy
Notre numéro de test:	40487-185384
Notre numéro de test:	22154
Organismes:	Daphnia magna (< 24 heures)
Durée de l'eau d'élevage:	115 mg/L
Densité de chargement:	10 daphnies/cont., 20mL/daphnie
Photopériode:	15h / 8h
Eau de dilution:	Eau municipale maturee
Préparation de l'échantillon:	Non aéré, dureté non ajustée, pH non ajusté
Protocole d'essai:	SPE 1/RM/14, Juillet 1990, Section 6 **

concentration de l'échantillon	nombre de daphnies	mortalité 48 heures	mortalité (%)	température (degrés C)		pH		oxygène disposé mg/L			conductivité (micros/cm)		
				0hrs	24hrs	48hrs	0hrs	24hrs	48hrs	0hrs	24hrs	48hrs	0hrs
100	10	7	70	21	21	20	8.1	8.5	8.4	7.6	7.3	7.4	2510
50	10	4	40	21	21	20	8.1	8.5	8.4	7.6	7.3	7.5	1420
25	10	1	10	21	21	20	8.2	8.4	8.3	7.7	7.3	7.5	957
12.5	10	0	0	21	21	20	8.1	8.3	8.3	8.0	8.0	7.6	574
6.25	10	0	0	21	21	20	7.9	8.2	8.2	7.7	7.9	7.6	421
réman	10	0	0	21	21	20	7.8	7.8	8.1	7.8	7.7	7.6	293
													294
													271

REMARQUES:

Échantillon gelé: non ✓  
oui

Partie Moyenne (rémanentes):  
Age à la première portée (jour):

20.3  
8.5

L'essai référence: CL<sub>50</sub> = 4.9 (4.0 - 6.0) g/L NaCl; date de l'essai: 25-27/05/98  
Limite de contrôle et moyenne géométrique (max, min, et moyen): 6.5, 3.5 et 4.5

\*\* : L'essai a été exécuté conformément au protocole spécifié sans modification.

Ce certificat ne peut pas être reproduit, sauf en vertu, sans l'autorisation écrite de l'analyste. Les échantillons conservés plus longtemps peuvent être conservés jusqu'à 30 jours à partir de la date du rapport à moins d'instructions écrites contraire.

This certificate may not be reproduced except in its entirety, without the written approval of the laboratory. Samples retained for longer periods may be kept for 30 days after the date of the report unless otherwise instructed in writing by the client.

# Bodycote

TECHNITROL • ECO

BODYCOTE TECHNOLOGY INC.

101, BOULEVARD DE LA CITE, QUÉBEC, QC G1R 1P6  
TEL: (514) 667-3278 • FAX: (514) 667-2790

## Certificat d'analyse • Certificate of Analysis

Centre de Technologie Noranda

Projet: 40487-186381, 186382, 186384

### CARACTÉRISTIQUES DES ÉCHANTILLONS - avant le début des essais avec truites

IDENTIFICATION	température °C	conductivité (µmhos/cm)	pH	oxygène dissous (mg/L)
Échant. 981344, 25/05/98	15	1576	8.3	8.5
Échant. 981345, 25/05/98	15	1692	8.3	8.1
Échant. 981346, 25/05/98	15	2220	8.0	8.0

Apparence de l'échantillon 981344: Clair, incolore.

Apparence de l'échantillon 981345: Clair, incolore.

Apparence de l'échantillon 981346: Clair, incolore.

### CARACTÉRISTIQUES DES ÉCHANTILLONS - avant le début des essais avec saumons

IDENTIFICATION	température °C	conductivité (µmhos/cm)	pH	oxygène dissous (mg/L)	dureté originale (mg/L)	dureté ajustée (mg/L)
Échant. 981344, 25/05/98	20	1738	5.4	7.6	473	n.a.
Échant. 981345, 25/05/98	20	1866	8.3	7.9	614	n.a.
Échant. 981346, 25/05/98	20	2380	7.9	7.4	363	n.a.

Apparence de l'échantillon 981344: Clair, incolore.

Apparence de l'échantillon 981345: Clair, incolore.

Apparence de l'échantillon 981346: Clair, incolore.

n.a. non applicable

Ce certificat ne doit pas être reproduit, entier ou en partie, sans l'autorisation écrite de l'analytique. Les échantillons mesurés ne plus être conservés pendant 30 jours à partir de la date de rapport à moins d'instructions données par le client.

This certificate may not be reproduced, in whole or in part, without the written approval of the laboratory. Samples measured will not be kept for 30 days after the date of the report unless otherwise instructed, in writing, by the client.

**ANNEXE K: Détermination de sursaturation de CO<sub>2</sub> de l'eau minière  
d'Holloway**

---

**TO** : Donna Beneteau, Wally Sencza

**FROM** : Pascale St-Germain

**SUBJECT** : Cause of pH Rise in Holloway Mine Water upon Aeration

---

**COPIES** : BA, JFB, MB, LC, ML, RP, LSA

---

Preliminary investigations carried out by Donna Beneteau to identify causes of failure of Holloway mine effluent (or Holloway mine water) to rainbow trout toxicity tests showed that aeration of the effluent lead to a pH increase from 7.0 to 8.0. Further investigations were then carried out at the Noranda Technology Centre to identify causes for the pH rise.

**Conclusion:** The pH rise is caused by CO<sub>2</sub> stripping out of the mine water upon aeration of the water.

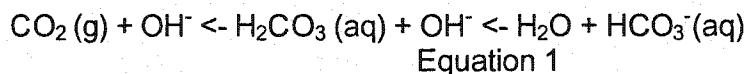
**Solution:** The effect can be overcome by adding acid to decrease the pH to 5.0 followed by aeration until the pH reaches 7.0. However, some finer adjustments will be required to define precisely the ideal treatment conditions.

#### **Explanation**

To observe CO<sub>2</sub> stripping with concomitant pH increase, it implies that:

- 1) the chemical composition of Holloway mine water is close to the one observed in natural waters where there are no components other than CO<sub>2</sub> which contribute to the acidity.
- 2) Holloway mine water must be oversaturated with CO<sub>2</sub> meaning that the water is not in equilibrium with atmospheric pressure.

Aeration of Holloway mine water oversaturated with CO<sub>2</sub> results in stripping of the excess CO<sub>2</sub> out of the water. As shown in Equation 1, stripping of CO<sub>2</sub> will drive the carbonic acid equilibrium reaction towards the formation of CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>O from the dissociation of HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>. According to Equation 1, the dissociation of HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> to CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>O is an alkali-producing process. The net result is an increase in pH which reequilibrates around 8.0-8.2.



At this point, readjustment of the water pH to 7.0 with acid addition only reverses the equilibrium reaction towards the formation of  $\text{HCO}_3^-$  from  $\text{CO}_2$  present in the water. Since the carbonic acid reaction is an equilibrium reaction, this cycle can be repeated over and over until the  $\text{HCO}_3^-$  alkalinity is exhausted by the addition of acid. The only way to break the cycle is to add enough acid to convert all of the bicarbonate present in the water to carbon dioxide and then strip it out with aeration.

## Experimental Evidence

### Test I

Objective: Verify and compare pH, alkalinity and acidity results for Holloway mine water and tap water.

Water samples of Holloway mine water and tap water were sparged with nitrogen gas for 1 hour. The change with time of pH, alkalinity and acidity for both tap water and Holloway mine water is shown in Figure 1. It can be seen that for both Holloway mine water and tap water, the pH increased from 6.5-7.0 to over 8.0, the alkalinity remained constant and the acidity (as  $\text{CaCO}_3$  equivalents) decreased to near 0 mg/L. Note that more  $\text{CO}_2$  seems to be present in Holloway mine water than tap water as observed by an initial acidity which is twice (7 mg/L) that of tap water (2 mg/L).

The results support the hypothesis that the pH raise is due to  $\text{CO}_2$  stripping. The same behavior was observed between tap water and Holloway mine water and the acidity was reduced whereas the alkalinity remained constant.

Comparison of the  $\text{CO}_2$  concentration predicted by acidity to computed  $\text{CO}_2$  from a nomogram that uses pH and alkalinity to estimate the free  $\text{CO}_2$  concentration showed that both results were close enough to use acidity as an indicator of the free  $\text{CO}_2$  concentration (see Attachment A).

### Test II

Objective: Verify that pH rise was due to an equilibrium reaction.

Water samples from Holloway mine water and tap water were sparged for 1 hour with nitrogen gas. Nitrogen gas sparging was then stopped and samples were magnetically stirred for 24 hours and pH was recorded. The results are shown in Figure 2.

It can be seen that within 1 hour, the pH decreased down to 7.4-7.6 for both samples where it remained stable. Again, the alkalinity after the 24 hour test was similar to the initial sample. The acidity which was nearly 0 mg/L after sparging was at 6 mg/L for Holloway mine water and 4 mg/L for tap water after the 24-hour stirring.

The results again support the CO<sub>2</sub> stripping hypothesis. The pH decrease once the nitrogen sparging was stopped indicates the establishment of a new equilibrium.

### Test III

Objective: Determine the volume of acid required to overcome the carbonic acid equilibrium.

The volume of acid required to alleviate the CO<sub>2</sub> stripping effect was assessed by repeatedly adjusting the pH until a stable pH of 7.0 was obtained. The results are shown in Table I for Holloway mine water and Table II for tap water. As shown in Table I, the addition of 37 mL of 0.02 N H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> to 1.5 L of mine water was required to obtain a stable pH at 7.0 after aeration.

pH, alkalinity and acidity results at the beginning and the end of the test for Holloway mine water and tap water are shown in Table III. It can be seen that the addition of acid followed by aeration reduced the alkalinity significantly. Removal of bicarbonate present in the water was necessary to overcome the cycling effect caused by the carbonic acid system.

Table I Estimation of Volume of Acid Required for Holloway Mine water

Date	Time of Addition	PH		Volume of acid added (mL of 0.02 N H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )
		Before acid addition	after acid addition	
3/2/98	15:20h	6.30	5.05	35
4/2/98	8:00h	7.19	6.92	0.52
4/2/98	10:30h	7.21	6.91	0.66
4/2/98	11:30h	7.00	7.00	0
4/2/98	12:30h	7.10	6.77	0.58
4/2/98	13:45	7.05	6.94	0.23
5/2/98	8:15h	6.91	-	-
Total acid added				36.99

Table II Estimation of Volume of Acid Required for Tap Water

Date	Time of Addition	PH		Volume of acid added (mL of 0.02N H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )
		before acid addition	after acid addition	
3/2/98	11:30h	7.04	5.53	30
3/2/98	13:00h	7.73	6.4	5
3/2/98	14:00h	7.48	6.2	5
3/2/98	15:20h	7.15	5.74	5
4/2/98	8:00h	6.92	-	-
Total acid added				45

Table III Initial and Final Results for Holloway Mine Water and Tap Water

	Holloway			Tap Water		
	pH	Acidity (mg/L CaCO <sub>3</sub> )	Alkalinity (mg/L CaCO <sub>3</sub> )	pH	Acidity (mg/L CaCO <sub>3</sub> )	Alkalinity (mg/L CaCO <sub>3</sub> )
Initial	6.30	16.8	24.6	7.04	4.8	31.8
Final	6.91	6.0	2.4	6.93	2.4	4.0

**ATTACHMENT A**

Table IV Comparison of Acidity and Computed CO<sub>2</sub> for Holloway Mine Water

Duration (min)	pH	Alkalinity (mg/L CaCO <sub>3</sub> )	Acidity		Computed CO <sub>2</sub> * (mg/L CO <sub>2</sub> )
			mg/L CaCO <sub>3</sub>	mg/L CO <sub>2</sub>	
0	6.36	31.6	17.6	15.5	19
15	7.59	31.6	6.0	5.3	1.6
30	7.94	31.6	2.0	1.8	~0.8
45	8.19	32.0	2.0	1.8	~0.5
60	8.23	32.4	0.4	0.35	~0.5

Table V Comparison of Acidity and Computed CO<sub>2</sub> for Tap Water

Duration (min)	pH	Alkalinity (mg/L CaCO <sub>3</sub> )	Acidity		Computed CO <sub>2</sub> * (mg/L CO <sub>2</sub> )
			mg/L CaCO <sub>3</sub>	mg/L CO <sub>2</sub>	
0	7.03	32.6	5.6	4.9	6
30	7.88	30.2	1.0	0.88	~0.8
60	8.19	31.2	0.6	0.53	~0.5

\*CO<sub>2</sub> was computed using a nomogram for free CO<sub>2</sub>, pH and alkalinity based on Tillman formula. A photocopy of the nomogram is provided on the following page.

- Reference: Chimie des Eaux, Monique Tardat-Henry, 2<sup>e</sup> ed., Les éditions le Griffon d'argile, Québec, 1992, p. 515. Stated reference: based on Newell nomogram, Journal of the American Waterworks Association, vol. 24, #4, p.561.