

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

DÉPHOSPHATATION BIOLOGIQUE ET DÉNITRIFICATION D'UN EFFLUENT
PISCICOLE PAR RÉACTEUR SÉQUENTIEL À LIT MOBILE

JUAN DAVID RESTREPO

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

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

AOÛT 2008



Library and
Archives Canada

Published Heritage
Branch

395 Wellington Street
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

Bibliothèque et
Archives Canada

Direction du
Patrimoine de l'édition

395, rue Wellington
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

Your file Votre référence

ISBN: 978-0-494-46075-7

Our file Notre référence

ISBN: 978-0-494-46075-7

NOTICE:

The author has granted a non-exclusive license allowing Library and Archives Canada to reproduce, publish, archive, preserve, conserve, communicate to the public by telecommunication or on the Internet, loan, distribute and sell theses worldwide, for commercial or non-commercial purposes, in microform, paper, electronic and/or any other formats.

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

AVIS:

L'auteur a accordé une licence non exclusive permettant à la Bibliothèque et Archives Canada de reproduire, publier, archiver, sauvegarder, conserver, transmettre au public par télécommunication ou par l'Internet, prêter, distribuer et vendre des thèses partout dans le monde, à des fins commerciales ou autres, sur support microforme, papier, électronique et/ou autres formats.

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

In compliance with the Canadian Privacy Act some supporting forms may have been removed from this thesis.

Conformément à la loi canadienne sur la protection de la vie privée, quelques formulaires secondaires ont été enlevés de cette thèse.

While these forms may be included in the document page count, their removal does not represent any loss of content from the thesis.

Bien que ces formulaires aient inclus dans la pagination, il n'y aura aucun contenu manquant.

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé:

DÉPHOSPHATATION BIOLOGIQUE ET DÉNITRIFICATION D'UN EFFLUENT
PISCICOLE PAR RÉACTEUR SÉQUENTIEL À LIT MOBILE

présenté par: RESTREPO Juan David

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

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

M. BARBEAU Benoit, Ph.D., président

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

Mme KY Caroline, M.Sc.A., membre

DÉDICACE

Por todo lo que significó el sostén moral y el afecto de mi familia
dedico este trabajo a mis padres Gabrielita y Gonzalito
y a mi hermana Olga. Los quiero mucho!

REMERCIEMENTS

Je tiens d'abord à remercier M. Yves Comeau qui m'a permis d'effectuer une maîtrise dans ce domaine passionnant qu'est le traitement des eaux. Je remercie le Conseil de recherche en Sciences Naturelles et en Génie du Canada (CRSNG) pour son appui financier. Je remercie ensuite M. Grant Vandenberg, M. Daniel Proulx et Mme Emilie Proulx de l'Université Laval pour leur accueil chaleureux et pour le support qu'ils m'ont donné durant mon séjour dans la belle ville de Québec. Je remercie également M. Richard Villemur et M. Pierre Juteau de l'INRS-Institut Armand Frappier. Je remercie le personnel du LARSA : M. Serge Higgins, M. Jean-Christophe Therrien et Mme Isabelle Frenette pour l'énorme support technique mais surtout pour avoir été mes compagnons de travail tout au long de ce projet. Je remercie le personnel du Biodôme de Montréal, particulièrement M. Serge Parent, pour le support scientifique de même que pour ses bons conseils. Je remercie M. Denis Bouchard qui s'est toujours montré prêt à collaborer aux analyses des nombreuses séries d'échantillons que je lui amenais. Un gros merci à Majdala Mansour-Geoffrion et Bertrand Vallet, deux collègues d'étude inégalables. Je remercie Michèle Robitaille qui, avec beaucoup de patience, m'a aidé dans la correction du français. Enfin, je remercie mes parents et ma sœur qui ont toujours été ma source d'encouragement.

RÉSUMÉ

Afin d'enlever les phosphates (o-PO_4) et les nitrates (NO_3) d'un effluent piscicole en circuit partiellement fermé (CPF), un réacteur séquentiel à lit mobile (RSLM) avec un bac de concentrat (BC) a été testé. Ce bioprocédé permet l'alternance de conditions anaérobies (1.5 h) et aérobie/anoxie (4 h) et d'éliminer la présence de nitrates en phase anaérobie. Lors de la phase aérobie/anoxie, l'oxygène et les nitrates sont consommés et les o-PO_4 sont accumulés dans la biomasse sous forme de poly-phosphates (poly-P). Le réacteur est ensuite vidangé de l'eau traitée et rempli avec le concentrat (anaérobie) pour commencer une phase de stockage d'acétate par les bactéries sous forme de polyhydroxyalcanoates (PHA). Ainsi les poly-P sont simultanément relargués sous forme d' o-PO_4 . Le concentrat accumule davantage d' o-PO_4 à chaque cuvée anaérobie. Les objectifs de cette étude étaient alors de démontrer la faisabilité de ce bioprocédé et d'optimiser les conditions d'opération, notamment au niveau de la concentration d'acétate à maintenir dans le concentrat et des durées des phases composant un cycle d'opération.

Le procédé a développé une biomasse déphosphatante ($2072 \text{ mg MT m}^{-2} \text{ d}^{-1}$ et $892 \text{ mg MVT m}^{-2} \text{ d}^{-1}$) capable d'enlever $7.5 \text{ mg PO}_4\text{-P/L}$ et $8.5 \text{ mg NO}_3\text{-N/L}$ d'un affluent contenant $10 \text{ mg PO}_4\text{-P /L}$ et $21 \text{ mg NO}_3\text{-N/L}$ respectivement. Pour atteindre l'enlèvement de phosphates et de nitrates 40 mg DCO/L ont été utilisées. La variation dynamique d' o-PO_4 à l'affluent et de la DCO fournie en phase anaérobie a montré une

sensibilité de la biomasse au ratio $DCO_{\text{disponible}}/P_{\text{affluent}}$. Un ratio de 10-15 mg DCO/mg P semble favoriser les organismes accumulateurs de phosphate (OAP). Les différences entre les cinétiques d'abaissement des nitrates, des phosphates et de l'oxygène suggèrent que la dénitrification était due à des organismes autres que les OAP ou des organismes dénitrifiants. L'augmentation de la durée de la phase aérobie/anoxie de 3h à 4h n'a pas amélioré de façon significative la performance du procédé. Bien que la dénitrification semble se prolonger au-delà de la durée de la phase. Un RSLM muni d'un BC a révélé du potentiel pour faire non seulement la déphosphatation biologique mais aussi la dénitrification. Toutefois, la faisabilité économique pour implanter un tel bioprocédé pour la pisciculture en CPF resterait à démontrer.

ABSTRACT

To remove phosphate (o-PO_4) and nitrate (NO_3) from the effluent of a partially closed circuit (PCC) fish farm, a sequential moving bed bioreactor (SMBBR) with a stock tank (ST) was tested. This bioprocess allows alternate anaerobic (1.5 h) and aerobic/anoxic (4 h) conditions and eliminates the presence of nitrate during the anaerobic phase. During aerobic/anoxic phase, oxygen and nitrate are consumed and the o-PO_4 is stocked in the biomass as poly-phosphate (poly-P). The reactor was then emptied of the treated water and filled with the concentrate (anaerobic) so that the biomass could stock acetate as polyhydroxyalcanoates (PHA). As the poly-P are simultaneously released as o-PO_4 , the concentrate accumulated more o-PO_4 each anaerobic phase. The objectives of this study were then to show the feasibility of the bioprocess and to optimize operating conditions, namely the acetate concentration to be maintained in the stock tank and phase durations of an operational cycle.

The process developed a biomass ($2072 \text{ mg TS m}^{-2} \text{ d}^{-1}$ and $892 \text{ mg TVS m}^{-2} \text{ d}^{-1}$) able to take up $7.5 \text{ mg PO}_4\text{-P/L}$ and $8.5 \text{ mg NO}_3\text{-N/L}$ from an influent containing $10 \text{ mg PO}_4\text{-P/L}$ and $21 \text{ mg NO}_3\text{-N/L}$ respectively. To achieve phosphate and nitrate removal, 40 mg COD/L of acetate was consumed. The dynamic variation of phosphate and COD in the influent showed a sensitivity of the biomass to the $\text{COD}_{\text{available}}/\text{P}_{\text{influent}}$ ratio. A ratio of $10\text{-}15 \text{ mg COD/mg P}$ seemed to favor phosphorus accumulating organisms (PAOs). The differences between the nitrate, phosphate and oxygen reduction kinetics suggested that

denitrification could be attributed to organisms other than PAOs or denitrifying organisms. Increasing the aerobic/anoxic phase duration from 180 minutes to 240 minutes during run V did not significantly improve system performance even though denitrification seemed to extend beyond the phase. An SMBBR fitted with a ST showed potential not only for biological phosphorus removal but for denitrification as well. However, the economical feasibility of implementing such a process to a full-scale recirculating fish farm remains to be demonstrated.

TABLE DES MATIÈRES

DÉDICACE.....	IV
REMERCIEMENTS	V
RÉSUMÉ.....	VI
ABSTRACT.....	VIII
TABLE DES MATIÈRES.....	X
LISTE DE FIGURES	XIV
LISTE DE TABLEAUX.....	XVI
LISTE DE SIGLES ET ABRÉVIATIONS	XVII
LISTE DES ANNEXES.....	XIX
CHAPITRE 1 : INTRODUCTION.....	1
1.1 Mise en contexte	1
1.2 Hypothèses et objectifs de recherche	5
1.3 Organisation du mémoire	6
CHAPITRE 2 : REVUE DE LITTÉRATURE	8
2.1 Métabolisme des organismes déphosphatants.....	8
2.1.1 Accepteurs d'électrons.....	8

2.1.2	Source de carbone et synthèse des AGV	9
2.1.3	Glycogène	10
2.1.4	Polyphosphates	11
2.1.5	Co-transporteurs.....	11
2.2	Population microbienne	12
2.3	Déphosphatation biologique par biofilm.....	13
2.3.1	Travaux réalisés en biofilms	13
2.3.2	Diffusion de l'accepteur d'électrons et du substrat.....	15
2.3.3	Contrôle de la biomasse	16
2.4	pH.....	17
2.5	Température	18
2.6	Durée du cycle.....	19

**CHAPITRE 3 : ARTICLE : BIOLOGICAL PHOSPHORUS
REMOVAL AND DENITRIFICATION OF FISH
FARM EFFLUENT IN A SEQUENCING
MOVING BED BIOFILM BIOREACTOR..... 20**

3.1	Abstract	21
3.2	Introduction	22
3.3	Materials and methods	25
3.3.1	Process configuration.....	25
3.3.2	Typical operating cycle.....	26

3.3.3	Wastewater composition	27
3.3.4	Experimentation	28
3.3.5	Analytical methods	29
3.3.6	Biomass quantification.....	30
3.3.7	Mass balances	30
3.4	Results	31
3.4.1	Performance	31
3.4.2	Mass balances	32
3.4.3	Cations	35
3.5	Discussion	35
3.5.1	Enhanced biological phosphorus removal efficiency	35
3.5.2	Denitrification	37
3.5.3	Limitation of low phosphate concentration and effect of acetate concentration.....	39
3.6	Conclusions	43
3.7	Acknowledgements	45

CHAPITRE 4 : ASPECTS MÉTHODOLOGIQUES ET RÉSULTATS COMPLÉMENTAIRES..... 57

4.1	Aspects méthodologiques des essais complémentaires.....	57
4.1.1	Quantification et évolution de la biomasse	57
4.1.2	Suivi hebdomadaire suite au renouvellement du concentrat.....	58

4.1.3	Évaluation de l'accumulation de phosphates dans le BC	58
4.2	Résultats des essais complémentaires	59
4.2.1	Fluctuation du pH pendant un cycle	59
4.2.2	Croissance de la biomasse	61
4.2.3	Effet sur la performance du procédé suivant le renouvellement du concentrat.....	63
4.2.4	Effet de la haute concentration des phosphates dans le bac de concentrat.....	64
CHAPITRE 5 : DISCUSSION GÉNÉRALE.....		66
5.1	Vérification de l'hypothèse de départ	66
5.2	Faisabilité du procédé pour un effluent de la pisciculture	67
5.2.1	Concentration de phosphates à l'effluent du RSLM.....	68
5.2.2	Que faire avec les phosphates accumulés dans le BC.....	68
5.2.3	Dénitrification incomplète! Peut-on l'augmenter?	70
5.2.4	Contrôle de la biomasse	71
5.2.5	Ratio de la DCO disponible et du phosphore de l'affluent.....	73
CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS		74
RÉFÉRENCES.....		77
ANNEXES.....		88

LISTE DE FIGURES

Figure 3-1	Process diagram for sequencing moving bed bioreactor with stock tank	50
Figure 3-2	Simulated changes in the stock tank's acetate concentration over a one-week operating sequence. The profile for each was calculated using an acetate uptake rate of 3 and 40 mg COD/L-cycle in the stock tank and reactor, respectively. The cycle lasted 5.1 h.	51
Figure 3-3	Acetate consumption during the five experimental runs (Anaerobic phase).....	52
Figure 3-4	Concentration of phosphates (A) and nitrates (B) at the beginning and end of the aerobic/anoxic phase	53
Figure 3-5	Phosphate removal and $\text{COD}_{\text{available}}/\text{O-PO}_{4,\text{influent}}$ ratios during the experiment's five runs	54
Figure 3-6	Phosphate, oxygen and nitrogen levels in the reactor during an operating cycle. Results are from day 159 (run V) when the system was considered to be in a stable state.	55
Figure 3-7	COD, N, and P mass balance for a 7-day sequence, 5.1 h/cycle for run V	56
Figure 4-1	Fluctuation du pH pendant la durée d'un cycle typique. Ces résultats correspondent à un échantillonnage fait au jour 159 (période V chapitre 3) alors que le système était considéré en état stationnaire.	60

Figure 4-2	Évolution de la biomasse en termes de matière totale (MT), matière volatile totale (MVT) et de l'indice volatile totale (iVT).....	62
Figure 4-3	Biomasse attachée au support Cascades-1A®. Échantillon pris après 150 jours d'expérimentation.....	62
Figure 4-4	Efficacité du système suite au renouvellement du concentrat en terme de : o-PO ₄ enlevés (Δ), NO ₃ ⁻ enlevés ($\diamond$) et le ratio $P_{\text{relargué}}/\text{DCO}_{\text{assimilée}}$ (X).....	63
Figure 4-5	Effet sur l'efficacité du système pour cause de la haute concentration de phosphates dans le BC : o-PO ₄ accumulé ($\bullet$), o-PO ₄ enlevé ($\diamond$) et NO ₃ ⁻ enlevés (Δ).	64

LISTE DE TABLEAUX

Tableau 2-1	Populations microbienne trouvée dans un procédé Bio-P	13
Tableau 3-1	Wastewater characteristics of a partially closed circuit fish farm breeding unit at LARSA	46
Tableau 3-2	Description of the conditions during the five runs. Three phosphorus levels were tested (low P in run I, medium P in run II and high P in runs III, IV and V). Along with the high P levels, acetate buildup in the stock tank was tested in run IV, whereas the impact of an increase in the duration of the aerobic/anoxic phase was tested in run V.	47
Tableau 3-3	Molar ratios of cations co-transported with phosphate	48
Tableau 3-4	Stoichiometric ratios of biological activity for each run	49

LISTE DE SIGLES ET ABRÉVIATIONS

AGV :	acides gras volatils
AN:	anaérobie
ASM3 :	<i>activated sludge model n°3</i>
AX:	anoxie
BC :	bac de concentrat
Bio-N :	nitrification biologique
Bio-P :	déphosphatation biologique
Bio-PN :	déphosphatation biologique dénitrifiante
CF :	circuit fermé
CPF :	circuit partiellement fermé
DCO :	demande chimique en oxygène
DGGE :	<i>denaturing gradient gel electrophoresis</i>
EAWAG :	Institut fédéral pour l'aménagement, l'épuration et la protection des eaux (Suisse)
FISH :	<i>fluorescence in situ hybridisation</i>
iVT :	fraction volatile des matières totales
LARSA :	Laboratoire Régional de Sciences Aquatiques (Université Laval)
MT:	matières totales
MVT:	matières volatiles totales
N :	azote

o-PO ₄ :	ortho-phosphates
OAG :	organismes accumulateurs de glycogène (<i>glycogen accumulating organism, GAO</i>)
OAP :	organismes accumulateurs de phosphate (<i>phosphate accumulating organism, PAO</i>)
OX :	aérobie
P :	phosphore
PHA :	polyhydroxyalcanoates
PHB :	polyhydroxybutyrate
PHV :	polyhydroxyvalérate
poly-P :	polyphosphates
RBS :	réacteur biologique séquentiel
RSLM :	réacteur séquentiel à lit mobile
STRADDAQ :	STRAtégie de Développement Durable de l'Aquaculture en eau douce au Québec

LISTE DES ANNEXES

Annexe A -	Principales études publiées sur un procédé de Bio-P par biofim	89
Annexe B -	Caractéristiques de l'eau au début et à la fin des phases pendant les cinq périodes d'expérimentation	90
Annexe C -	Résultats des analyses du suivi hebdomadaire suit au renouvellement du concentrat fait pendant la période (<i>run</i>) V	91
Annexe D -	Bilan du phosphore fait pour 7 jours pendant la période (<i>run</i>) V.....	93
Annexe E -	Bilan du carbone fait pour 7 jours pendant la période (<i>run</i>) V.....	94
Annexe F -	Bilan ionique fait pour un cycle pendant la période (<i>run</i>) V	95

CHAPITRE 1 : INTRODUCTION

1.1 Mise en contexte

L'excès de phosphore (P) et d'azote (N) dans les cours d'eau a des effets bien connus notamment la prolifération d'algues et l'eutrophisation. Le secteur de la pisciculture, bien que ce ne soit pas le seul, rejette d'importantes quantités de ces polluants. En réaction à cette problématique, les normes concernant les rejets s'avèrent de plus en plus sévères. Par exemple, l'objectif de réduction que vise la Stratégie de développement durable de l'aquaculture en eau douce au Québec (STRADDAQ) est de 4,5 kg P rejeté par tonne de poisson produit. Il devient donc nécessaire de développer des procédés de traitement permettant d'abaisser les concentrations de polluants au sein de la pisciculture.

Les circuits partiellement fermés (CPF) de la pisciculture peuvent atteindre des concentrations en nitrates (NO_3) de 25 mg N/L. Encore plus important, les eaux en circuits fermés (CF) tel que celle du Saint-Laurent Marin, mésocosme reproduisant le Golfe Saint-Laurent au Biodôme de Montréal, peuvent dans certains cas atteindre des concentrations dépassant de 50 mg NO_3 -N/L et de 20 mg PO_4 -P/L (Trepanier et al. 2002).

L'azote dans un effluent piscicole se trouve principalement sous forme organique et ammoniacal ($\text{NH}_3 + \text{NH}_4^+$). L'azote organique - du fait qu'il soit généralement particulaire - peut se voir récupéré par décantation ou sédimentation. L'azote ammoniacal, qui est toxique pour les poissons, peut être traité par un système de nitrification biologique (Bio-N) qui le transforme en NO_3 . En ce qui concerne le phosphore, il se trouve sous forme organique (particulaire ou soluble) et sous forme d'ortho-phosphates (o-PO_4). Le phosphore organique étant lui aussi souvent particulaire, il peut être récupéré par décantation ou sédimentation.

La façon la plus courante d'enlever les o-PO_4 des eaux usées est la précipitation chimique. Toutefois, depuis plus de 20 ans une autre méthode plus attrayante et plus apte à atteindre les objectifs environnementaux se développe : la déphosphatation biologique (Bio-P) consistant à soumettre la biomasse à une alternance de conditions anaérobie (AN) et aérobie/anoxie (OX/AX). Sous conditions anaérobies, les organismes accumulateurs de phosphates (OAP) et OAP dénitrifiants synthétisent des réserves de poly- β -hydroxyalcanoates (PHA) à partir des acides gras volatils (AGV) présents dans l'eau. L'hydrolyse des polyphosphates (poly-P) crée un relargage des phosphates. Sous conditions aérobies/anoxies, les OAP utilisent les PHA comme source de carbone non seulement pour leur croissance mais également pour la synthèse du glycogène et des poly-P. Ceci a pour conséquence d'abaisser la concentration des phosphates présents dans l'eau (Comeau et al. 1986; Kuba et al. 1996; Mino et al. 1998; Smolders et al. 1995).

La Bio-P adaptée sur un procédé de biomasse en suspension ou de boues activées (BA) s'est montrée efficace lors de traitements des eaux usées municipales. Il y a toutefois diverses contraintes opérationnelles complexes notamment : le traitement de boues rapide pour éviter un relargage des phosphates par les boues traitées, la nécessité de grands réacteurs et décanteurs ainsi que la recirculation de la biomasse. Toutes ces contraintes expliquent qu'un tel système soit moins attrayant pour la pisciculture.

Le procédé par cultures fixées, ou par biofilms, s'est montré efficace pour l'élimination de la matière organique et de l'azote et ce, en évitant les complications du procédé de BA. Cependant, la Bio-P par biofilm est toujours en cours de développement. Plusieurs chercheurs (Garzon-Zuniga and Gonzalez-Martinez 1996; Goncalves and Rogalla 1992a; Rovatti et al. 1995) ont montré que ce système a un potentiel intéressant, mais les essais ont été pratiqués exclusivement en laboratoire ou encore à échelle pilote compte tenu de la complexité d'exposer la biomasse à l'alternance AN – OX/AX.

Le concept de réacteurs biologiques séquentiels (RBS) permet une plus grande flexibilité d'opération ce qui peut être avantageux lorsque plusieurs réactions biologiques ont lieu au même moment, tel que c'est le cas pour la Bio-P. Néanmoins, la présence de nitrates dans l'affluent est une contrainte pour la Bio-P et c'est pourquoi un réacteur séquentiel à lit mobile (RSLM) avec bac de concentrat (BC) a été expérimenté dans cette étude. Le BC est un réservoir contenant une solution d'eau sans oxygène

avec un substrat carboné. Un cycle typique de ce système comprend deux cuvées dans le réacteur biologique. Lors de la première cuvée, la biomasse est exposée à de l'eau aérobie/anoxie, soit l'affluent qui contient les nitrates et les phosphates à enlever. Durant la seconde cuvée l'affluent est remplacé par l'eau du concentrat, où le relargage de phosphate se produit puis cette eau revient au BC et un autre cycle recommence. De cette façon on évite que la solution anaérobie ne soit en contact avec les nitrates de l'affluent. Un schéma est présenté au chapitre 3.

Un premier essai de ce procédé a été expérimenté par Vallet (2007). Cet essai avait pour but de faire croître un biofilm déphosphatant et dénitrifiant en eau de mer. L'essai a été mené avec de l'eau de Saint-Laurent Marin, mésocosme reproduisant le Golfe Saint-Laurent, au Biodôme de Montréal. Lors de cet essai la biomasse déphosphatante n'a jamais pu être obtenue ; il a été supposé que la concentration élevée en calcium a agi comme inhibiteur de l'activité de la biomasse. Ensuite, des essais ont été menés sur le même réacteur mais avec un effluent synthétique en eau douce. Cette fois, un biofilm déphosphatant a bien été obtenu mais n'a permis d'obtenir qu'un rendement de 20% d'enlèvement de phosphates et une dénitrification marginale.

Un effluent de pisciculture en CPF s'avère intéressant pour faire non seulement la Bio-P mais également la dénitrification. Il est riche en nutriments tels que l'azote et le phosphore, il contient aussi des ions tels que le magnésium, le potassium et le calcium, essentiels au co-transport des phosphates dans le métabolisme des OAP et OAP

dénitrifiants (Comeau et al. 1986; Rickard and McClintock 1992; Schonborn et al. 2001). Enfin, les conditions environnementales telles qu'un pH d'environ 7.5 ± 0.3 (Filipe et al. 2001a) et une température de $14 \pm 2^\circ\text{C}$ (Brdjanovic et al. 1998) favoriseraient aussi la Bio-P.

1.2 Hypothèses et objectifs de recherche

La présente étude vise d'abord à tester le procédé RSLM dans des conditions réelles de pisciculture avec l'effluent provenant d'une unité d'élevage de truites arc-en-ciel. L'hypothèse était la suivante : il est possible de traiter un effluent de pisciculture à l'aide du procédé réacteur séquentiel à lit mobile avec bac de concentrat. Lors d'une phase aérobie/anoxie, les accepteurs d'électrons, l'oxygène et les nitrates, sont consommés et les phosphates sont accumulés dans la biomasse sous forme de poly-P à l'aide des réserves de PHA intracellulaire accumulées lors de la phase anaérobie. Le réacteur est ensuite vidangé de l'eau traitée et rempli avec le concentrat anaérobie pour commencer une phase anaérobie. Celle-ci est la phase de stockage de l'acétate par les bactéries sous forme de PHA grâce aux réserves de poly-P et de glycogène accumulés en phase aérobie/anoxie. Les poly-P sont simultanément relargués dans le concentrat sous forme d' o-PO_4 . Le concentrat est ensuite entreposé dans le BC jusqu'à la cuvée anaérobie suivante et il accumule davantage de phosphates à chacune de celle-ci.

Un RSLM avec BC a été installé dans le Laboratoire Régional de Sciences Aquatiques (LARSA) de l'Université Laval à Québec. Le premier objectif était d'acclimater le biofilm développé au Biodôme de Montréal par Vallet (2007) aux conditions réelles de pisciculture et de démontrer la faisabilité d'enlever les nitrates et les phosphates d'un effluent piscicole par des OAP et des OAP dénitrifiants. Un deuxième objectif était d'optimiser les conditions d'opération du RSLM, notamment au niveau de la concentration d'acétate à maintenir dans le concentrat et des durées des phases composant un cycle d'opération.

1.3 Organisation du mémoire

Ce mémoire est composé de cinq chapitres. D'abord au chapitre 2 une revue de littérature est présentée considérant les différents éléments théoriques sur la déphosphatation biologique dénitrifiante (Bio-PN). La méthodologie employée, le mode de fonctionnement du réacteur et les principaux résultats de cette étude ont fait l'objet d'un article soumis à *Water Quality Research Journal of Canada* présenté intégralement dans le chapitre 3. Les essais et résultats non consignés dans l'article du chapitre 3 sont présentés au chapitre 4. Ce chapitre aborde spécialement l'accumulation de la biomasse; l'effet sur la performance du procédé suivant le renouvellement du concentrat; l'effet de la haute concentration des phosphates dans le BC et la variation du pH pendant un cycle du procédé.

Enfin, dans le chapitre 5 est discuté l'ensemble des résultats présentés dans les chapitres 3 et 4. La faisabilité de l'implantation du procédé dans la pisciculture de même que quelques perspectives et recommandations sont également abordées.

CHAPITRE 2 : REVUE DE LITTÉRATURE

2.1 Métabolisme des organismes déphosphatants

2.1.1 Accepteurs d'électrons

Dans un système de Bio-P, un accepteur d'électrons est nécessaire pour oxyder les PHA stockés par des OAP. L'oxygène et le nitrate sont les deux accepteurs d'électrons principaux utilisés dans la Bio-P (Barker and Dold 1996; Comeau et al. 1986; Kern-Jespersen and Henze 1993; Kuba et al. 1994; Saito et al. 2004). Bien que Ahn et al. (2001) ont suggéré que le nitrite soit lui aussi un accepteur d'électrons pour les OAP, Saito et al. (2004) ont trouvé que sous condition aérobie il est plutôt un inhibiteur pour l'enlèvement de phosphates. Par contre, il ne semble pas produire les mêmes effets sous condition anoxie.

L'oxygène a un taux d'enlèvement de phosphates de 2.5 fois plus élevé que les nitrates (You et al. 2001) ce qui montre que les organismes ont des préférences quand à l'accepteur d'électron. Selon Rittmann et McCarty (2001), les organismes ont tendance à favoriser l'oxygène plutôt que le nitrate lorsqu'un seul donneur d'électrons est présent. D'ailleurs, Kern-Jespersen et Henze (1993) suggèrent que seule une partie des

OAP enlèvent les phosphates sous condition anoxie tandis qu'en condition aérobie tous les OAP présents sont impliqués dans le processus.

2.1.2 Source de carbone et synthèse des AGV

L'acétate et le propionate sont les deux sources de carbones les plus couramment utilisées dans les procédés de Bio-P. Les principales différences entre leur métabolisme concernent la composition du PHA synthétisé. Les PHA sont composés d'une fraction de polyhydroxybutyrate (PHB) et d'une fraction de polyhydroxyvalérate (PHV). Lorsque les OAP utilisent l'acétate, la fraction de PHB est supérieure alors que lorsqu'ils utilisent le propionate, c'est la fraction de PHV qui prime. Pour ce qui concerne les organismes accumulateurs de glycogène (OAG), lorsqu'ils utilisent de l'acétate comme source de carbone, ils synthétisent d'avantage de PHB et de PHV tandis que dans le cas du propionate, ce seraient les PHV et les poly- β -hydroxy-2-méthylvalérate (PH2MV) qui seraient produits en supériorité (Oehmen et al. 2005; Smolders et al. 1994).

Lors de la condition anaérobie, les OAP et/ou OAG synthétisent les AGV en PHA. Pour ce faire, les organismes utilisent l'énergie libérée par l'hydrolyse des poly-P stockés préalablement sous condition aérobie/anoxie. Quand à l'origine des porteurs d'électrons (*reducing power*) nécessaires à la synthèse des PHA, deux modèles sont

proposés: Comeau et al. (1986) suggèrent que les porteurs d'électrons sont générés via le transport intracellulaire de l'acétate à travers le cycle de l'acide citrique (cycle de *Krebs*) tandis que Mino et al. (1984) suggèrent que c'est plutôt par la dégradation du glycogène en pyruvate via *Embden-Meyerhoff-Parnas* (EMP). De récentes études ont suggéré que l'origine de ces porteurs soit les deux cycles et l'un plutôt que l'autre (Oehmen et al. 2007).

2.1.3 Glycogène

Le glycogène est synthétisé sous conditions aérobies/anoxies en utilisant comme source de carbone une fraction des PHA stockés par les cellules sous condition anaérobie. L'autre fraction est utilisée pour la synthèse de poly-P, la croissance et la maintenance cellulaire (Comeau et al. 1986; Mino et al. 1998). Tel que mentionné précédemment le glycogène joue un rôle important dans le métabolisme des OAP et des OAG. Le rôle principal attribué au glycogène est la contribution à la production des porteurs d'électrons nécessaire pour la synthèse des PHA, ceci en plus de servir à la génération d'énergie dans le cas d'OAG qui n'ont pas de poly-P comme source d'énergie (Kuba et al. 1996; Mino et al. 1998).

2.1.4 Polyphosphates

Les OAP consomment des phosphates au-delà de leur besoin métabolique et les stockent en poly-P. Ceci est possible lorsqu'un accepteur d'électrons est disponible, tels que l'oxygène ou les nitrates, afin que la phosphorylation ait lieu (Comeau et al. 1986). La source d'énergie est issue de la dégradation des PHA contenus dans les cellules lesquelles sont aussi sources de carbone pour la synthèse des cellules et du glycogène. Subséquemment, et sous condition anaérobie, la dégradation des poly-P devient également source d'énergie pour la synthèse des PHA.

2.1.5 Co-transporteurs

La croissance et la maintenance des cellules ont besoin d'éléments essentiels. Outre le carbone, l'azote et le phosphore, elles nécessitent notamment le soufre (S), le sodium (Na), le potassium (K), le magnésium (Mg) et le calcium (Ca) (Rittmann and McCarty 2001). Dans un procédé de Bio-P, les trois derniers éléments mentionnés, en plus de servir à la synthèse cellulaire, jouent le rôle de co-transporteurs du phosphate à travers la membrane cellulaire (Barat et al. 2006; Comeau et al. 1986). Toutefois, Pattarkine et Randall (1999) ainsi que Rickard et McClintock (1992) attribuent un rôle mineur au calcium en tant que co-transporteur. Le calcium jouerait plutôt le rôle de stabilisateur de poly-P lors de changements des conditions redox (Schonborn et al. 2001).

En ce qui concerne les ratios molaire Mg:P et K:P il y a très peu d'information dans la littérature. Rickard et McClintock (1992) ont trouvé des ratios Mg:P et K:P de 0.30 et 0.21 respectivement, tandis que Schonborn et al. (2001) ont trouvé des valeurs de 0.22 et 0.12 respectivement. Imai et al. (1988) suggèrent également que le cation magnésium devient limitant pour un système de Bio-P à des valeurs au-dessous de 8 mg/l.

2.2 Population microbienne

La population microbienne qui s'est trouvée dans le procédé de Bio-P est largement diversifiée. Bien que plusieurs chercheurs aient essayé d'isoler les microorganismes accumulateurs de phosphore, personne n'a réussi jusqu'à présent. Néanmoins, grâce aux techniques d'identification microbienne, principalement à la *fluorescent in situ hybridisation* (FISH) et au *denaturing gradient gel electrophoresis* (DGGE) d'ARNr 16S, il a été possible d'identifier les trois principaux groupes phylogéniques qui se trouvent dans un procédé de Bio-P, à savoir : *Accumulibacter*, *Competibacter* et *Alphaproteobacteria*. Le premier est associé aux OAP tandis que les deux derniers le sont aux OAG (Oehmen et al. 2007). Le regroupement général de ces microorganismes fréquemment trouvés dans la littérature est résumé ici-bas. D'autres microorganismes

peuvent également s'y trouver et interagir avec la population microbienne tels que les bactéries nitrifiantes et les microorganismes fermentaires.

Tableau 2-1 Populations microbienne trouvée dans un procédé Bio-P

Organismes Hétérotrophes		
OHO organismes hétérotrophes ordinaires	OAP organismes accumulateurs de phosphates	OAG organismes accumulateurs de glycogène
OHD organismes hétérotrophes dénitrifiants	OAPD organismes accumulateurs de phosphates dénitrifiants	OAGD organismes accumulateurs de glycogène dénitrifiants

2.3 Déphosphatation biologique par biofilm

2.3.1 Travaux réalisés en biofilms

Il existe très peu d'études sur la Bio-P sur un procédé à biofilm. En fait, selon l'information trouvée, aucun système à grande échelle n'a été construit jusqu'à présent. Les principales études trouvées dans la littérature sont résumées dans un tableau en annexe A.

Le problème majeur concernant le développement d'un tel système réside dans la nécessité d'exposer la biomasse fixée à l'alternance de conditions anaérobies et aérobies/anoxies. Cette difficulté se rencontre particulièrement dans les procédés opérés en continu. Pour franchir cette difficulté plusieurs configurations de réacteurs ont été essayées dont la principale différence a été la façon d'alimenter ces réacteurs. Ainsi, par exemple Gonzalez-Martinez et Wilderer (1991) ont incorporé le biofilm à un RBS. Yoon et Suzuki (1990) ont essayé un procédé avec une phase anaérobie en cuvée et une autre phase aérobie avec alimentation en continu. Aussi, Goncalves et Rogalla (1992b) ont utilisé un réacteur par biofilm en continu où la direction de l'écoulement et l'aération dans les deux réacteurs sont changées en séquence. Malgré ces efforts pour trouver une meilleure configuration, le développement à grande échelle de ces procédés n'est pas encore envisageable car ils requièrent davantage un volume du réacteur même de 100% par rapport au procédé de Bio-N et dénitrification (Goncalves and Rogalla 2000).

Le procédé par biofilm offre des avantages par rapport au procédé par biomasse en suspension. Notamment un temps de rétention de la biomasse élevé, une courte période de décantation, une concentration élevée de biomasse, faible production de boues, indépendance entre le temps de rétention hydraulique et le temps de rétention de la biomasse, opération simple, moindre consommation d'énergie, une sensibilité moindre aux basses températures, enfin la coexistence de l'activité métabolique aérobie et anoxie dans une même niche écologique ou écosystème.

2.3.2 Diffusion de l'accepteur d'électrons et du substrat

En plus de la complexité d'atteindre l'alternance des conditions anaérobie et aérobie/anoxie dans un procédé par biofilm, d'autres contraintes ont été étudiées, notamment les limitations de diffusion de l'oxygène et du substrat ainsi que le contrôle de la biomasse (Falkentoft et al. 2001; Morgenroth and Wilderer 1999).

La diffusion joue un rôle très important dans un procédé de Bio-P par biofilm. En fait, il est possible que les couches profondes d'un biofilm ne soient pas exposées à l'alternance de conditions anaérobie et aérobie/anoxie. Ceci peut survenir soit en raison d'une faible concentration du substrat ou de l'accepteur d'électrons dans le liquide ou en raison d'une période d'exposition trop courte (Falkentoft et al. 2001). Ces contraintes peuvent être contournées en augmentant la concentration du substrat et en assurant une concentration constante de l'oxygène (Morgenroth and Wilderer 1999) ou encore à travers un contrôle approprié de l'épaisseur du biofilm (Falkentoft et al. 2001). Toutefois, des recherches spécifiques seraient nécessaires pour chacun des procédés et supports utilisés.

Quant à la Bio-PN par biofilm, si le transfert des nitrates à travers celui-ci est limité, il est même possible d'avoir simultanément un relargage du phosphore dans les couches intérieures et son assimilation dans les couches extérieures (Falkentoft et al. 2001).

2.3.3 Contrôle de la biomasse

Dans un procédé par biomasse en suspension, le contrôle de celle-ci est fait par la purge de la boue au bac de décantation secondaire. Par conséquence l'élimination du phosphore est atteinte compte tenu du haut stockage de poly-P dans la biomasse enlevée. Par contre, dans un procédé par biofilm le contrôle de la biomasse est généralement fait par le lavage du biofilm à contre-courant en utilisant soit l'air, soit l'eau ou les deux. Lorsqu'il s'agit d'un biofilm à lit mobile ou fluidisé une telle agitation peut contribuer au contrôle de la biomasse.

Bien que le contrôle de la biomasse soit un facteur important pour l'élimination finale du phosphore mais aussi pour favoriser la diffusion du substrat et de l'accepteur d'électron, cela peut amener à la perte de biomasse active. Ceci est probablement dû au fait que le détachement de la biomasse ne se fasse pas toujours de façon homogène (sur la surface du biofilm) mais en gros morceaux détachés du support (*sloughing*) (Morgenroth and Wilderer 1999; Telgmann et al. 2004). Ainsi, le contrôle de la

biomasse dans un biofilm agit tel un facteur qui n'est pas nécessairement favorable au rendement du système (Falkentoft et al. 2001).

2.4 pH

Le procédé de Bio-P est fortement influencé par le pH. Toutefois, la fluctuation n'est pas la même pendant la phase anaérobie que pendant la phase aérobie/anoxie. Plusieurs études ont montré que sous condition anaérobie, le ratio du phosphore relargué par acétate assimilé est étroitement lié au pH (Kuba et al. 1997; Smolders et al. 1994) bien que le taux d'acétate assimilé est indépendant du pH dans un plage de 6.5-8.0 (Filipe et al. 2001c). D'ailleurs, sous conditions aérobies l'enlèvement du phosphore ne semble pas changer avec un pH entre 7.0-7.5 tandis qu'au pH de 6.5 cet enlèvement baisse considérablement (Filipe et al. 2001c).

Les effets du pH sur un procédé de Bio-P varient aussi selon que l'alimentation de l'écoulement s'effectue en continu ou en discontinu. En fait, les variations du pH sont plus significatives lors d'un procédé opéré en continu que dans le cas d'un procédé en discontinu. D'ailleurs, Serralta et al. (2004) ont étudié les variations du pH d'un procédé de Bio-P en utilisant un RBS. Ils en ont tiré la conclusion que le pH baisse légèrement pendant la phase anaérobie. Même si l'acétate amène des protons, le pH

baisse à cause des phosphates relargués. Par contre, pendant la phase aérobie, le pH augmente à cause de l'enlèvement du dioxyde de carbone et du phosphate.

D'ailleurs, Schuler et Jenkins (2003) ont suggéré que la plage optimale de pH pour un procédé de Bio-P se situe entre 7.4-8.5. En dessous de cette plage les OAG seraient favorisés par rapport aux OAP tandis qu'au-dessus de la plage mentionnée, le taux d'assimilation de l'acétate diminue. Des conclusions similaires ont été tirées par Filipe et al. (2001b) ainsi que Serafim et al. (2002).

2.5 Température

L'influence de la variation de la température entre 5 et 30 °C sur la Bio-P a été étudiée par Brdjanovic et al. (1998) dans un RBS. L'étude a montré qu'un changement de la température aurait des effets sur la cinétique du processus anaérobie plutôt que dans sa stœchiométrie. D'ailleurs, sous conditions aérobies, le changement de température semble ne pas avoir d'effets sur le processus d'enlèvement de phosphates tandis que d'autres variables ont été fortement affectées, notamment la consommation de PHA, le taux d'utilisation d'oxygène et la croissance.

Les effets de la température ont été aussi étudiés par Panswad et al. (2003) dans une plage entre 20 et 35°C sur la population microbienne d'un procédé de Bio-P. Les OAP

semblent avoir prédominance au dessous de 20°C tandis que les OAG ont prédominance dans une plage de 25 à 32.5 °C. En haut de 35°C ils ne s'y trouvent que des OHO.

2.6 Durée du cycle

Plusieurs recherches ont été produites au sujet des durées des cycles d'un procédé de Bio-P. Chiou et al. (2001) suggèrent un ratio du temps d'exposition anaérobie/aérobie de la biomasse par culture fixée de 1 : 2 et un temps de rétention hydraulique de 6 heures. D'ailleurs, Goncalves et Rogalla (2000), dans un essai pour sélectionner une population d'OAP, ont trouvé qu'une longue durée (6 h) d'exposition de la biomasse donne de meilleurs résultats qu'un temps d'exposition plus court (3 h). Cependant, ils ont aussi conclu que c'est plutôt la présence du substrat qui est le meilleur moyen de sélection des ces organismes.

Enfin, la durée des phases anaérobies et aérobie/anoxie peut être contrôlée par le suivi du pH et la conductivité. L'évolution de ces paramètres montre clairement la fin du relargage et du stockage des phosphates (Serralta et al. 2004).

**CHAPITRE 3 : ARTICLE : BIOLOGICAL PHOSPHORUS
REMOVAL AND DENITRIFICATION OF FISH FARM
EFFLUENT IN A SEQUENCING MOVING BED BIOFILM
BIOREACTOR**

Ce chapitre présente les principaux résultats qui ont été obtenus lors de cette étude. Il a fait l'objet d'un article soumis à la revue *Water Quality Research Journal of Canada* et est retranscrit tel que soumis. Une section *Introduction* définit le contexte scientifique qui entoure le projet et présente la problématique abordée. Une section *Materials and Methods* présente le protocole expérimental qui a été mis en place, puis la section *Results* présentent les résultats les plus pertinents obtenus. Enfin une section *Discussion* analyse la déphosphatation biologique obtenue, la performance du procédé, la faisabilité de la mise à échelle réelle et les perspectives de recherche pour son amélioration. Enfin une section *Conclusion* synthétise les résultats obtenus dans ce chapitre.

By : Juan D. Restrepo^a, Marc-André Labelle^a, Serge Parent^c, Richard Villemur^b, Pierre Juteau^b, Yves Comeau^a.

^a Department of Civil, Geological and Mining Engineering, École Polytechnique de Montréal, P.O. Box 6079, Stn. Centre-Ville, Montreal, QC, Canada H3C 3A7
(corresponding author's email address: juan.restrepo@polymtl.ca)

^b INRS-Institut Armand-Frappier, 531 boulevard des Prairies, Laval, QC, Canada H7V 1B7

^c Biodôme de Montréal, 4777 Pierre-de-Coubertin, Montreal, QC, Canada H1V 1B3

3.1 Abstract

Removal of phosphate and nitrate from the effluent of a fish farm with a recirculation system was tested in a sequencing moving bed biofilm bioreactor (SMBBR) over a 160-day period. This bioprocess made use of a stock tank (ST) that allowed the same volume of anaerobic water to be reused from one batch to another, thereby accumulating orthophosphates in solution. Water from the ST contained an excess of a readily available carbon source (acetate), which made it possible to alternate the biomass between anaerobic (1.5 h) and aerobic/anoxic (4 h) conditions to achieve enhanced biological phosphorus removal (EBPR). The developed biomass (2072 mg TS m⁻² d⁻¹ and 892 TVS m⁻² d⁻¹) removed 7.5 mg P/L of phosphate and 8.5 mg N/L of nitrate from an influent containing 10 mg P/L and 21 mg N/L. The dynamic variation of phosphate and COD in the influent showed that the biomass was sensitive to the COD_{available}/P_{influent} ratio. A ratio of 10-15 mg COD/mg P seemed to favour phosphorus

accumulating organisms (PAOs). The differences between the nitrate, phosphate and oxygen reduction kinetics suggested that the denitrification could be attributed to organisms other than PAOs or denitrifying organisms. An SMBBR fitted with an ST showed potential not only for biological phosphorus removal but for denitrification as well. However, the economic feasibility of implementing such a process in a full-scale recirculating fish farm remains to be demonstrated.

Keywords: Wastewater; biological phosphorus removal; denitrification; biofilm; moving bed; fish farming.

3.2 Introduction

Phosphorus (P) and nitrogen (N) are the two main pollutants of fish farm effluents. Fish farms operated as a partially closed circuit (PCC) or closed circuit (CC) require a nitrification process because ammonia (NH_3) produced by the fish is toxic to them. PCC effluents contain up to 25 mg NO_3^- -N/L. Water in CC systems may reach concentrations greater than 50 mg NO_3^- -N/L and 20 mg PO_4^{3-} -P/L (Trepanier et al. 2002).

Chemical precipitation is the most common process for removing o-PO_4 from wastewater. However, that process cannot be used in fish farms run in CC. An

alternative to chemical phosphorus removal is enhanced biological phosphorus removal (EBPR) whereby PAOs accumulate phosphorus beyond their metabolic requirements. For EBPR to occur, the biomass must be exposed to alternating conditions: anaerobic conditions in the presence of volatile fatty acids (VFAs) and aerobic/anoxic conditions (Comeau et al. 1986; Kuba et al. 1996; Mino et al. 1998; Smolders et al. 1995).

EBPR in activated sludge processes is a well-tried, reliable method for treating municipal wastewater. EBPR in attached growth processes is an alternative to suspended cultures and has shown interesting potential (Garzon-Zuniga and Gonzalez-Martinez 1996; Goncalves and Rogalla 1992; Gonzalez-Martinez and Wilderer 1991; Rovatti et al. 1995). However, EBPR by biofilms has only been tested at lab or pilot scale due to the complexity of exposing the biomass to alternating anaerobic – aerobic/anoxic conditions.

Sequencing moving bed bioreactors (SMBBRs) allow for flexible operations and are convenient when a number of biological processes are in play, as was the case in the present study. The presence of nitrate in the influent remains a constraint for EBPR. To cope with the presence of nitrate in fish farm effluents, a stock tank (ST) was combined with an SMBBR in this study. The ST contained an aqueous solution of acetate maintained under anaerobic conditions. This type of SMBBR has been shown to be efficient at pilot scale for the denitrification of a CC system (Dupla et al. 2006; Labelle et al. 2005).

Vallet (2007) tested the SMBBR process with a real saltwater fish farm effluent from the Marine St. Lawrence mesocosm at the Montreal Biodome but was unsuccessful, possibly due to saltwater's high calcium concentration. He also tested the process on a synthetic freshwater effluent but phosphate removal efficiency was low (20%) and denitrification was minimal.

The goal of the present study was to test the SMBBR-ST process in real fish farming conditions using the effluent from a rainbow trout breeding unit. An SMBBR-ST unit was installed in the Laboratoire Régional de Sciences Aquatiques (LARSA) at Université Laval in Quebec City. The first objective was to acclimate the biofilm developed by Vallet (2007) at the Montreal Biodome to real fish farming conditions and to show the feasibility of using PAOs and denitrifying PAOs to remove nitrate and phosphate from a fish farm effluent. The second objective was to optimize the operating conditions of the SMBBR, i.e. the acetate concentration to be maintained in the ST and the duration of the operating cycle phases.

3.3 Materials and methods

3.3.1 Process configuration

A 110 L moving bed bioreactor adapted from Labelle et al. (2005) was used for this study (Fig. 1). It was paired to a 220 L ST to store the anaerobic concentrate.

The reactor was filled with 800 polypropylene carriers (Cascades-1A®, Koch-Glitsch, Wichita, KS, USA). Each carrier had a specific surface area of 19 cm^2 and a density of 0.95 kg dm^{-3} . The carriers were chosen following a fluidization study done by Dupla et al. (2006) in the reactor used for the present project. The carriers were retained at the surface of the reactor by a 45° conical screen. A 9.5 mm eductor (model TME, Penberthy Inc., Prophetstown, IL, USA) positioned above the screen propelled the carriers to the bottom of the reactor, thereby mixing the entire reactor. The volume under the screen (working volume) was 65% of the total reactor volume. Sampled carriers used for biomass quantification and for batch tests were replaced by new carriers to maintain 800 plastic carriers in the bioreactor.

Filling of the reactor was controlled by a 12.7 mm solenoid valve (Asco® Red Hat, 8210 series, Brantford, ON, CA). The anaerobic concentrate was recirculated and transferred from the ST to the reactor via centrifugal magnetic drive pumps (models

TE-5-MD-SC, Little Giant Pump Co., Oklahoma City, OK, USA and AC-4C-MD, March MFG Inc., Glenview, IL, USA, respectively). The concentrate was returned to the ST by gravity. An automated three-way transfer valve (QAT-CENTREOFF, Chemline Plastic Limited, Thornhill, ON, CA) allowed the reactor to be filled and emptied. A pH probe (DynaProII pH, Broadley-James Corp., Irvine, CA, USA) and a dissolved oxygen probe (Oxymax W COS61, Endress + Hauser, Burlington, ON, CA) were installed on the recirculation line.

Process control and data acquisition were carried out using LabVIEW (version 7.1, National Instruments Corporation, Austin, TX, USA) and an acquisition module OMB-DAQ-56 (OMEGA Engineering, Inc. Stamford, CO, USA).

3.3.2 Typical operating cycle

The SMBBR process was run in 308 to 368 min/cycles, thus permitting 4.7 to 3.9 cycles per day. Each cycle involved an aerobic/anoxic phase and an anaerobic phase. The reactor was emptied between the phases but the biomass and intracellular compounds remained on the plastic carriers. This process configuration and operating mode theoretically eliminated the presence of nitrate -- found at a high concentration in the influent -- during the anaerobic phase. The different periods involved in completing one cycle are described below.

1) Filling period (18 min duration): The effluent from a PCC fish farming unit located at LARSA (40 L/h) was pumped into a 300 L well-mixed Plexiglas tank from which the reactor was fed by gravity via the solenoid valve. 2) Aerobic/anoxic period (3-4 h duration, depending on the operating conditions): The electron acceptors, oxygen and nitrate were consumed and phosphate was accumulated in the biomass as polyphosphate (poly-P) using intracellular polyhydroxyalcanoate (PHA) stored during the anaerobic phase. 3) Emptying period (8 min duration): The treated effluent flowed to the drain by gravity via the three-way valve. 4) Pump transfer period (3 min duration): The concentrate containing excess acetate was pumped to the reactor. 5) Anaerobic period (90 min duration): Acetate was stored as PHA by bacteria using poly-P and glycogen stocked during the aerobic/anoxic phase. o-PO_4 was released when the acetate was stored. The concentrate was then returned to the ST until the next anaerobic phase, and its phosphate concentration increased after each phase. 6) Gravity transfer period (9 min duration): The concentrate in the reactor was emptied to the ST by gravity via the three-way valve.

3.3.3 Wastewater composition

The fish farming wastewater treated in this study originated from a LARSA rainbow trout breeding unit with a 30 kg/m^3 fish load. The volume of water in the breeding unit

was 9 m³ divided into three 3 m³ tanks. The unit's water renewal rate was 9.4 days, achieved by adding 40 L/h of fresh water. A water treatment system comprised of sand filters and a nitrifying biofilter ensured water quality in the breeding unit. The pH was adjusted to 7.5. The effluent typically contained 24.7 mg N-NO₃/L, 1.6 mg P-PO₄/L and 26.8 mg/L of filtered COD (Table 1).

3.3.4 Experimentation

The biomass developed by Vallet (2007) at the Montreal Biodome was transferred to an identical SMBBR at LARSA. It was acclimated to real fish farming conditions for 20 days by alternating conditions: anaerobic with substrate (acetate) and aerobic/anoxic. An experimental plan composed of five runs was then carried out over the course of 160 days (Table 2).

Two different protocols were used to supply acetate to the SMBBR. During runs I to III, a sodium acetate solution of 100 g COD/L was injected into the reactor during the first 2 min of the anaerobic phase using a dual channel peristaltic pump (model C/L 77120-52, Cole-Parmer Masterflex, Vernon Hills, IL, USA) to obtain an initial concentration of 70 mg COD/L. The fraction of acetate unconsumed during the anaerobic phase was accumulated in the ST as shown by the acetate concentration simulation in Fig. 2. During runs IV and V, acetate was injected directly into the ST (a

300 mg COD/L solution was prepared and renewed every week) and was also pumped into the reactor (pump injection) during the first 2 min of the anaerobic phase. The amount pumped was based on consumption during the typical anaerobic phase (approximately 40 mg/L).

3.3.5 Analytical methods

Daily measurements of phosphate and nitrate were done using Phosver 3 and Nitraver 5 (HACH, Loveland, CO, USA). Carbon measurements were done according to the HACH method (low range COD vials, < 150 mg COD/L). Cycles were monitored by sampling water in the reactor every 10 to 15 min. Samples were analyzed for phosphate, nitrate, nitrite, calcium, magnesium and potassium by ion-exchange chromatography (Dionex Corporation, CS16 and AS19 analytical columns). All samples were filtered on 0.45 μm HA type Millipore filters. Total Kjeldahl nitrogen, ammonia and total phosphorus were measured according to Standard Methods 4500-Norg D, 4500-NH₃ H and 4500-P G (APHA et al. 1998), respectively. The same digestion procedure (HgO catalyst) was used to determine total phosphorus and Total Kjeldahl nitrogen.

3.3.6 Biomass quantification

Reactor biomass was quantified through triplicate analysis of two carriers. Removed carriers were replaced by new ones so as to maintain a constant growth surface for the biofilm in the reactor. The biofilm and inorganic precipitates attached to the carriers were removed by sonication at 100% power (750 W) for 10 to 15 min in distilled water. Samples were dried at 105°C for 24 h to measure total solids (TS), followed by 2 h of combustion at 550°C to determine total inorganic solids (TIS). Total volatile solids (TVS) were measured by subtracting TIS from TS. Rather than total suspended solids (TSS), TVS were measured because sonication led to the partial solubilization of the TSS.

3.3.7 Mass balances

Mass balances (%mass OUT/mass IN) for phosphorus and carbon were done over a 7 day sequence during run V (3.9 cycles/d). Samples were taken daily during that period. The nitrogen mass balance could not be calculated because gaseous nitrogen was not measured.

3.4 Results

3.4.1 Performance

Acetate consumption during the five runs of the experimental plan is shown in Fig. 3. Following biomass acclimation, the consumption of acetate was low, but from day 30 onwards, between 20 and 50 mg COD/L-phase were consumed during the five experimental runs.

Assimilated phosphorus and denitrified nitrogen levels during the five experimental runs (160 days) are shown in Fig. 4. When the phosphate concentration in the fish farm effluent was increased by 5 mg P/L and 10 mg P/L during runs II and III respectively, phosphate removal increased in comparison to run I during which influent phosphate concentration was low (2 mg P/L). However, nitrogen assimilation did not vary significantly over runs I to III.

Increasing the aerobic/anoxic phase duration from 180 min to 240 min during run V did not significantly improve system performance even though denitrification seemed to extend beyond that phase (Fig. 6).

From run IV onwards, acetate concentration in the ST was 300 mg COD/L, with a minimum of 100 mg COD/L (Fig. 2). Under those operating conditions, phosphate and nitrate removal reached 75% and 40% (7.5 mg P/L and 8.5 mg N/L), respectively (Fig. 5). There seems to be a correlation between the development of a phosphorus removing biomass and the $\text{COD}_{\text{available}}/\text{O-PO}_{4,\text{influent}}$ ratio; the best performances occurred at ratios lower than 20 mg COD/mg P (Fig. 5).

Changes in phosphorus, nitrogen and oxygen levels over the course of a typical reactor cycle are shown on Fig. 6. The constant reduction in nitrate suggests a simultaneous denitrification in the presence of oxygen. Very little nitrite was produced. Oxygen was consumed at a constant rate during the first 90 min of the aerobic/anoxic phase. The consumption rate then decreased, which suggests a half-velocity constant (K_{O_2}) of approximately 1.0 mg O_2 /L. Phosphate assimilation seemed to follow the same kinetics as oxygen, with a K_{pO_4} of approximately 4.6 mg P/L. Phosphate was released at a constant rate during the first 80 min, after which phosphate concentration seemed to reach plateau at 90 min (Fig. 6).

3.4.2 Mass balances

The accumulation rates for total solids (TS) and total volatile solids (TVS) were estimated to be 2072 mg TS $\text{m}^{-2} \text{d}^{-1}$ and 892 mg TVS $\text{m}^{-2} \text{d}^{-1}$, respectively, taking into

account the active surface of $19 \text{ cm}^2/\text{carrier}$ where the biomass developed. Total phosphorus (TP) of the aerobic/anoxic phase effluent (330 mg P), TP of the concentrate (21340 mg P), the biomass attached to the carriers (71.3 mg P/g TS), and the accumulated biomass on the reactor wall (580 mg P) and in the system piping (88 mg P) were measured. The phosphorus mass balance (P out/P in) closed satisfactorily at 105% (Fig. 7).

The amount of phosphorus removed by biological means was estimated using the TS and TVS accumulation rates, taking into account the cellular growth requirements (0.02 g P/g TVS) and the phosphorus content of the dry biomass (71.3 mg P/g TS). This calculation showed that 91% of the phosphorus was removed biologically and that the remaining 9% was removed by reactions such as chemical precipitation.

The only source of nitrogen present in the influent was nitrate. The presence of ammonia, nitrite and organic nitrogen was considered negligible. As previously mentioned, up to 40% (8.5 mgN/L) of nitrate was removed by cell growth and denitrification during run V. That removal occurred only during the aerobic/anoxic phase -- not during the anaerobic phase -- as the influent was never in contact with the ST concentrate.

The nitrogen mass balance could not be calculated because gaseous nitrogen was not measured. Nevertheless, an analysis was done comparing the amount of nitrate

denitrified and the alkalinity produced. On average, the amount of nitrate removed was 8.0 mg N/L-cycle, of which 0.5 mg N/L-phase was used for cell growth based on a biomass nitrogen content of between 6 and 12% (Rittmann and McCarty 2001). The other portion (7.5 mg N/L-phase) should result from denitrification. Denitrification should yield 26.8 mg alkalinity as CaCO_3 because 3.57 mg $\text{CaCO}_3/\text{mg N-NO}_3^-$ are produced (Metcalf & Eddy et al. 2003). This calculated value is similar to the measured value of 28 mg CaCO_3/L produced during an aerobic/anoxic phase.

The system's two carbon sources were acetate supplied during the anaerobic phase and carbon present in the fish farm effluent, which had a concentration of 26.8 mg $\text{COD}_{\text{filtered}}/\text{L}$ (Table 1). The carbon in the fish farm effluent was only present during the aerobic/anoxic phase. The average consumption determined during the aerobic/anoxic phase was 2 mg COD/L . Acetate was added by a metering pump (43.2 mg COD/L -phase) and also came from the acetate solution in the ST, which contained 289 mg COD/L . At the end of the seventh day, a residual concentration of 210 mg COD/L was measured in the ST. Average consumption of 37.4 mg COD/L occurred in the reactor during the anaerobic phase. In addition, consumption of 3.3 mg COD/L -phase was observed in the ST during the reactor's aerobic phase, which indicated that part of the detached biomass was transferred to the ST. The COD mass balance was 99% (Fig. 7).

3.4.3 Cations

Samples taken every 10-15 min for cycle monitoring (Fig. 6) were also analyzed for magnesium, potassium and calcium. The resulting Mg/P and K/P molar ratios are presented in Table 3. These results show that cations were released during the anaerobic phase, and were taken up during the aerobic/anoxic phase. Thus, magnesium and potassium were involved in the co-transport of phosphates across the cell membrane. Moreover, no release of calcium was detected. Although calcium seems to have an effect on biological phosphorus removal (Barat et al. 2006; Schonborn et al. 2001), several authors consider that it is not co-transported with phosphate (Oehmen et al. 2007; Pattarkine and Randall 1999; Rickard and McClintock 1992; Schonborn et al. 2001).

3.5 Discussion

3.5.1 Enhanced biological phosphorus removal efficiency

The SMBBR process achieved 75% and 40% removal efficiency for phosphate and nitrate, respectively. The biomass developed with this process is therefore able to remove phosphate present in the influent before releasing it and can also consume acetate when the reactor is filled with ST water (anaerobic acetate solution).

Magnesium and potassium cations also followed a pattern of uptake-release. All of this indicates that EBPR occurred in the reactor.

One question remains, however: What proportion of phosphate removal can be attributed to actual biological activity? The question is relevant because up to 80% of phosphorus removal has been attributed to precipitation in certain EBPR systems (Maurer and Boller 1999). An analysis of the biomass accumulation rate and phosphorus content showed that 91% of phosphate removal resulted from biological activity and 9% from other phenomena such as phosphorus precipitation. On the other hand, if the analysis is based on cations that co-transport phosphates, i.e. if it is assumed that for every mole of phosphate removed, one mole of cations is taken up (Comeau et al. 1987), 75% of the phosphate removed was attributed to biological activity (Table 3).

Several elements can form complexes with phosphates, notably iron, aluminum, ammonium and calcium (Snoeyink and Jenkins 1980). The first three elements could not have caused precipitation as their influent concentrations were low. Calcium could have been responsible for the precipitation that occurred in this study as its consumption was detected during the aerobic/anoxic phase (data not shown). The pH of approximately 7.7 was also favourable to this reaction (Maurer and Boller 1999).

The process used in this study -- i.e. an ST to accumulate released phosphate -- showed interesting potential for EBPR of a fish farm effluent, as confirmed by the 91% or 75% phosphate removal achieved via biological means.

3.5.2 Denitrification

An organic carbon source is required for denitrification. The two organic carbon sources available in this experiment were dissolved organic carbon from the influent (27 mg COD_{filtered}/L) during the aerobic/anoxic phase and acetate supplied during the anaerobic phase. The consumption of the first carbon source was negligible (unpublished data). The second carbon source was not directly available for the nitrate as it was only present during the anaerobic phase. However, if acetate was synthesized by organisms in the form of PHA, it would then be available during the aerobic/anoxic phase because the biofilm would remain in the reactor.

The contact between nitrate and the substrate is considered to be one of the main constraints of EBPR due to the competition between ordinary heterotrophic organisms (OHOs) and PAOs for VFA uptake (Barker and Dold 1996; Bux et al. 2003; You et al. 2001). The ST was shown to be efficient in preventing contact between the biomass and substrate. The process therefore favoured the selection of organisms that synthesize

acetate as PHAs, which could then serve as an electron donor for organisms using either oxygen or nitrate as electron acceptors, thus making denitrification possible.

As previously mentioned, up to 40% (8.5 mg N/L) of the influent nitrates were removed, suggesting that denitrification was achieved using an intracellular carbon source such as PHA. Are these PAOs capable of using both oxygen and nitrate as electron acceptors? The slope of the nitrate curve in Fig. 6 shows that nitrate assimilation was constant, with no changing kinetics, which seems to indicate that anoxic conditions occurred only within the biofilm when oxygen was present until the end of that phase. This implies that PAOs as well as other organisms capable of using nitrate as an electron acceptor were present in the organism population.

The next question is whether or not those other organisms are denitrifying PAOs. The phosphate and oxygen curves suggest a decrease in their consumption kinetics (Fig. 6), contrary to the nitrate curve whose slope looks constant. Denitrification therefore could not be done only by those PAOs. Other organisms could be present to carry out denitrification. Indeed, Zeng et al. (2003) suggested that GAOs were able to denitrify, which could explain the excess acetate consumption observed in our experiment and which we will discuss below.

Consequently, the tested process has the potential to remove nitrate. However, the fact that phosphate uptake does not correspond to nitrate assimilation is cause for concern.

Further studies on various carbon sources which could favour poly-P rather than glycogen synthesis are recommended. For example, compared to acetate, propionate requires less glycogen for PHA synthesis (Filipe et al. 2001; Oehmen et al. 2007; Zeng et al. 2002). If less glycogen is available, the organisms that use poly-P as an energy source for PHA synthesis would be favoured, and denitrifying or non-denitrifying PAOs would have a competitive advantage.

3.5.3 Limitation of low phosphate concentration and effect of acetate concentration

The availability of phosphates in the influent is essential to guarantee sufficient synthesis of poly-P and thus to have enough energy available for PHA synthesis under anaerobic conditions. Those PHAs are then used as a carbon source not only for cell growth but for glycogen and poly-P synthesis under aerobic/anoxic conditions. The water from LARSA used for this study had a phosphate concentration of 2 mg P/L, which seemed to be a limiting factor for the process. A batch process such as the one used does not have the capacity to increase this concentration as a sludge recirculation process would. To test whether the phosphate concentration was a limiting factor, the influent concentration was increased to 5 mg P/L (run II) and to 10 mg P/L (run III). System performance did not improve under those new operating conditions (Fig. 5).

As for the substrate, the supplied acetate concentration varied from 70 mg COD/L (first cycle of 7 day sequence) to 600 mg COD/L (last cycle of sequence) over the first three runs (Fig. 2). This was due to the accumulation occurring in the ST because the acetate was not entirely consumed during the anaerobic phase. This range of acetate concentrations led to high $\text{COD}_{\text{available}}/\text{P}_{\text{influent}}$ ratios during runs I, II and III (35-300, 14-120 and 7-60 mg COD/mg P, respectively). These large variations could explain why system performance was low. Several authors (Mino et al. 1998; Schuler and Jenkins 2003) have linked the influent COD/P ratio to the performance of EBPR systems. The published research indeed suggests that a high COD/P ratio (>50 mg COD/mg P) favours GAO growth whereas ratios between 10-20 mg COD/mg P favour PAOs. Based on this theory, the addition of acetate was adjusted and the acetate concentration was maintained between 300 and 100 mg COD/L. The results obtained following that adjustment corresponded to the published research (runs IV and V, Fig. 5). Thus, not only was influent phosphate concentration important to the process, but acetate concentration was important as well.

It should be noted that the biomass consumed acetate during the five tested runs, but the results were only conclusive during runs IV and V. During runs I, II and III, the ratio of released phosphate to consumed acetate was minimal (0.05 mol-P/mol-C). In comparison, that ratio reached 0.21 and 0.41 mol-P/mol-C during runs IV and V, respectively (Table 4). This suggests that acetate was consumed by other organisms,

possibly GAOs, which do not use poly-P hydrolysis as an energy source. Microbial identification analyses were not done to test this hypothesis.

Oehmen et al. (2007) studied various $P_{\text{released}}/\text{COD}_{\text{assimilated}}$ ratios and demonstrated that values less than 0.3 mol-P/mol-C were related to a high GAO percentage -- either *Competibacter* or *Alphaproteobacteria* -- whereas values over 0.3 mol-P/mol-C were related to a predominance of PAOs such as *Accumulibacter*.

Given the clues indicating the presence of GAOs in the developed biomass, changing the carbon source could be considered a way to improve system performance and reduce carbon consumption. Certain metabolic models (Filipe et al. 2001; Oehmen et al. 2005; Zeng et al. 2002) suggest that a smaller amount of glycogen is required to assimilate propionate than to assimilate acetate, which would favour the development of GAOs. It would therefore be interesting to test propionate as a carbon source or, better still, to alternate between the two carbon sources as suggested by Oehmen et al. (2007).

The process tested in this study showed potential for removing 75% of phosphate (7.5 mg P/L) and 40% of nitrate (8.5 mg N/L) from a fish farm effluent. Between 75% and 91% of phosphate removal resulted from biological activity, with the remaining fraction attributed to chemical precipitation. Co-transport of magnesium and potassium confirmed that there was biological activity.

The concentration of acetate supplied during the anaerobic phase greatly affected system performance; concentrations between 100 and 300 mg COD/L yielded good results. It was also observed that the $\text{COD}_{\text{available}}/\text{P}_{\text{influent}}$ ratio plays an important role in the development of a biomass capable of carrying out EBPR. A ratio between 10-15 mg COD/mg P is recommended. Although the $\text{P}_{\text{released}}/\text{COD}_{\text{assimilated}}$ ratio was low compared to what has been suggested in published research, this can be explained by the presence of GAOs.

Even though denitrification occurred in the process studied, it has been suggested that the organisms carrying it out were not -- or were not exclusively -- denitrifying PAOs but other organisms such as denitrifying GAOs. In light of the probability of a GAO presence, it is recommended that the process be tested with another carbon source or even that acetate be alternated with another carbon source in order to favour the selection of PAOs and denitrifying PAOs.

Would the implementation of such a process be feasible for a PCC fish farm? Despite the potential the process showed for EBPR and nitrate removal, there are three obstacles to overcome before the process could be implemented on a fish farm. First, the low phosphate concentration in PCC fish farm effluents (approximately 1 - 2 mg P/L) would limit the development of a biomass capable of EBPR and would lead to diffusion problems through the biofilm. Second, a carbon source would need to be

supplied because fish farm effluents do not contain sufficient VFAs for PAO metabolism. However, considering the amount of acetate required if acetate must be fed, this process offers more advantages than a sludge recirculating process. In a sludge recirculating process, the phosphate concentration increases through recirculation. More carbon is therefore required to remove the same amount of incoming phosphate. The final obstacle is the operating complexity of the process studied, i.e. maintaining a $COD_{available}/P_{influent}$ ratio to guarantee an ideal concentration of substrate, managing the ST and water renewals and having a second process for final removal of phosphate accumulated in the ST. Thus, these obstacles could diminish the feasibility of such a process for the fish farming industry. However, this process could be an attractive option at the end of a municipal or industrial wastewater treatment process that includes nitrification for nitrate production and fermentation to supply VFAs to the ST. The influent to the SMBBR and ST process for EBPR and denitrification should have a high phosphate concentration and a low level of organic matter.

3.6 Conclusions

1. A sequencing moving bed bioreactor (SMBBR) with a stock tank (ST) achieved phosphate removal (7.5 mg P/L of an influent spiked to 10 mg P/L) and nitrate removal (8.5 mg N/L of an influent containing 21 mg NO_3 -N/L) from a fish farm

effluent. To achieve phosphate and nitrate removal, 40 mg COD/L of acetate was consumed (12 % of what was added).

2. The ST was shown to be efficient in preventing nitrate from coming into contact with the substrate. The process thus favoured the selection of organisms synthesizing PHA from acetate.
3. The $\text{COD}_{\text{available}}/\text{P}_{\text{influent}}$ ratio played an important role in the development of a biomass capable of EBPR. A ratio varying between 10 and 15 mg COD/mg P is recommended for the operation of the system studied.
4. The low $\text{P}_{\text{released}}/\text{COD}_{\text{assimilated}}$ ratio was attributed to the presence of organisms other than PAOs. It was also suggested that the denitrifying organisms were not exclusively denitrifying PAOs nor heterotrophic denitrifying organisms.
5. It was suggested that the complexity of the process, the need to monitor the substrate and the low phosphate concentration found in most partially closed circuit (PCC) fish farm effluents could make this process difficult to implement in full-scale fish farms.

3.7 Acknowledgements

The authors acknowledge the technical support provided by Serge Higgins, Jean-Christophe Therrien and Isabelle Frenette from LARSA, by Emilie Proulx from Université Laval, by Pierre Juteau from INRS-Institut Armand Frappier, by Daniel Martine and Auguste Poulin from Biodôme de Montréal and by Denis Bouchard and Francisc Ardelean from École Polytechnique de Montréal. Financial support for this project was provided by the Natural Sciences and Engineering Research Council of Canada - Strategic Project Grants Program. Grant Vandenberg and Daniel Proulx of Université Laval are also gratefully acknowledged for their continued support. We would like to thank Majdala Mansour-Geoffrion for translating this manuscript from French to English.

Tableau 3-1 Wastewater characteristics of a partially closed circuit fish farm breeding unit at LARSA

Parameter	Units	Value	Standard deviation	n
COD _{total}	mg/L	33.5	11.9	4
COD _{filtered}	mg/L	26.8	6.3	4
TSS	mg/L	0.9	0.5	2
TKN _{filtered}	mg N/L	1.2	0.6	5
NH ₄ ⁺	mg N/L	0.09	0.1	5
NO ₃ ⁻	mg N/L	24.7	3.7	17
NO ₂ ⁻	mg N/L	<0.005	0	13
P _{total}	mg P/L	1.9	0.6	5
o-PO ₄	mg P/L	1.6	0.6	17
Na ⁺	mg/L	328	0	1
K ⁺	mg/L	5.0	1.0	5
Ca ²⁺	mg/L	16.5	3.1	5
Mg ²⁺	mg/L	2.7-7.7 ¹	0.4	5
SO ₄ ²⁻	mg/L	26.8	2.7	2
Cl ⁻	mg/L	290	15.0	2
Fe	mg/L	<0.05	0	2
Alkalinity	mg CaCO ₃ /L	88.1	29.1	5
Hardness	mg CaCO ₃ /L	60.2	9.9	5
Salinity	-	<2.0	0.2	5
Conductivity	μS	1290-3180		
pH	-	7.7	0.2	17
O ₂	mg/L	10.8	0.2	17
Temperature	°C	14	0.2	17

¹Magnesium (MgCl₂) was added during the last two weeks of pilot operation (run V)

Tableau 3-2 Description of the conditions during the five runs. Three phosphorus levels were tested (low P in run I, medium P in run II and high P in runs III, IV and V). Along with the high P levels, acetate buildup in the stock tank was tested in run IV, whereas the impact of an increase in the duration of the aerobic/anoxic phase was tested in run V.

Run	I Low P	II Med P	III High P	IV Ac build up	V Ox-Ax duration
Duration (days)	0-40	41-66	67-94	95-144	145-159
o-PO ₄ influent (mg P/L)	1.5±0.9	5.5±1.0 ²	10±1.0 ²	10±1.0 ²	10±1.0 ²
Acetate feed (see Fig. 2) ¹					
New ST water (mg COD/L)	70	70	70	300	300
Old ST water (mg COD/L)	600	600	600	100	100
Anaerobic phase (min)	90	90	90	90	90
Aerobic/anoxic phase (min)	180	180	180	180	240

¹ Acetate feed - Old ST water corresponds to the COD in the ST at the end of a typical 7-day sequence (Fig. 2)

² Addition of P from a K₂HPO₄ solution

Tableau 3-3 Molar ratios of cations co-transported with phosphate

Molar ratio (mol/mol)		
Direction of phosphate transport	Uptake	Release
Mg ²⁺ /P	0.20	0.30
K ⁺ /P	0.35	0.42
Sum of charges/P	0.75 ¹	1.02 ¹

$$^1 = 2\text{Mg}^{2+}/\text{P} + \text{K}^{+}/\text{P}$$

Tableau 3-4 Stoichiometric ratios of biological activity for each run

Run	$\text{o-PO}_4, \text{inf}$ mg P/L	$\text{o-PO}_4, \text{upt}$ mg P/L	$\text{o-PO}_4, \text{rel}$ mg P/L	COD_{upt} mg/L	$\text{P}_{\text{rel}}/\text{COD}_{\text{upt}}$ mol-P/mol-C	$\text{COD}_{\text{inf}}/\text{P}_{\text{inf}}$ g/g	$\text{P}_{\text{rel}}/\text{TVS}$ mg/g
I	1.8	0.8	1.6	31	0.05	51	1.1
II	6.3	1.9	1.1	22	0.05	74	0.9
III	10.8	2.6	2.0	40	0.05	47	1.6
IV	11.0	6.2	6.8	17	0.41	8	3.4
V	9.3	7.0	7.2	38	0.20	32	2.6

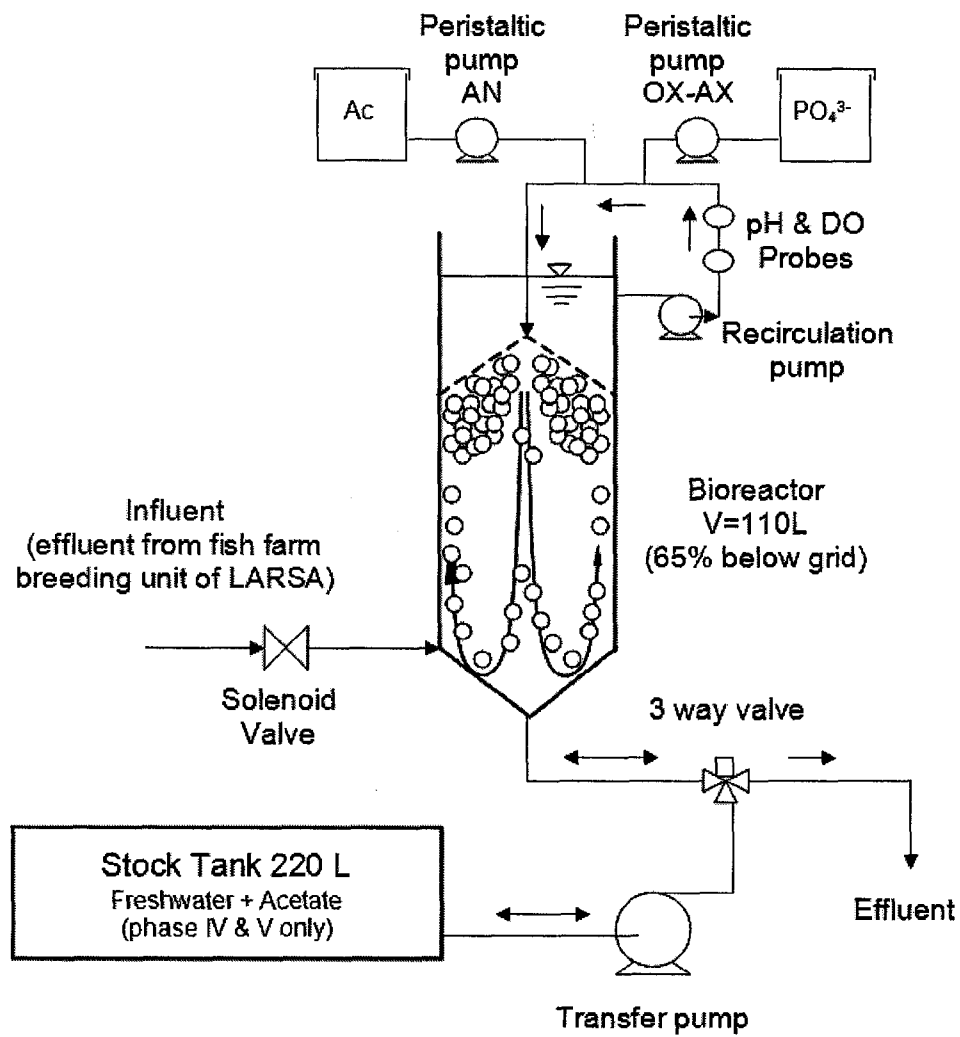


Figure 3-1 Process diagram for sequencing moving bed bioreactor with stock tank

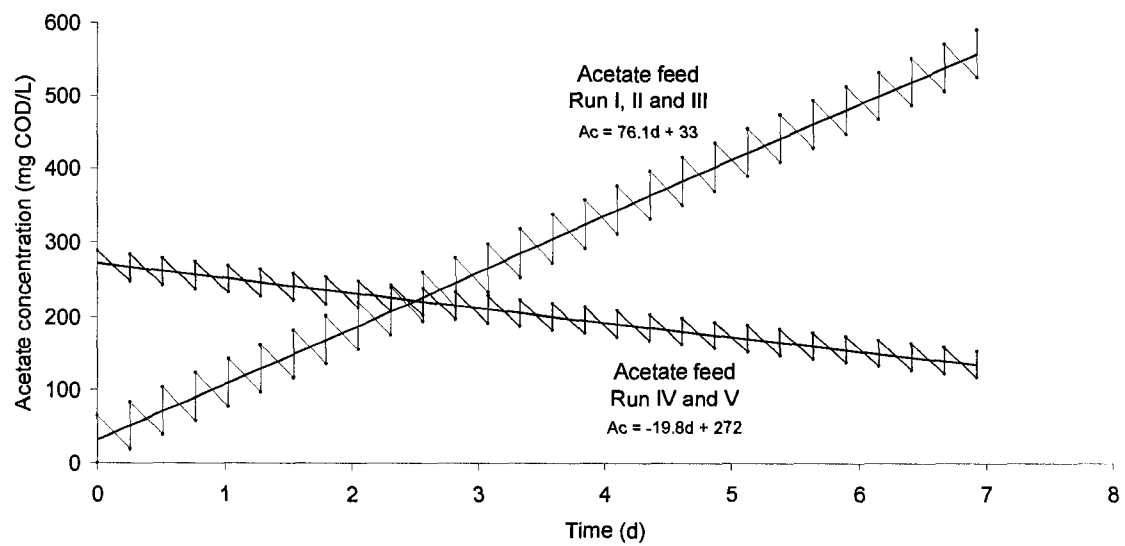


Figure 3-2 Simulated changes in the stock tank's acetate concentration over a one-week operating sequence. The profile for each was calculated using an acetate uptake rate of 3 and 40 mg COD/L-cycle in the stock tank and reactor, respectively. The cycle lasted 5.1 h.

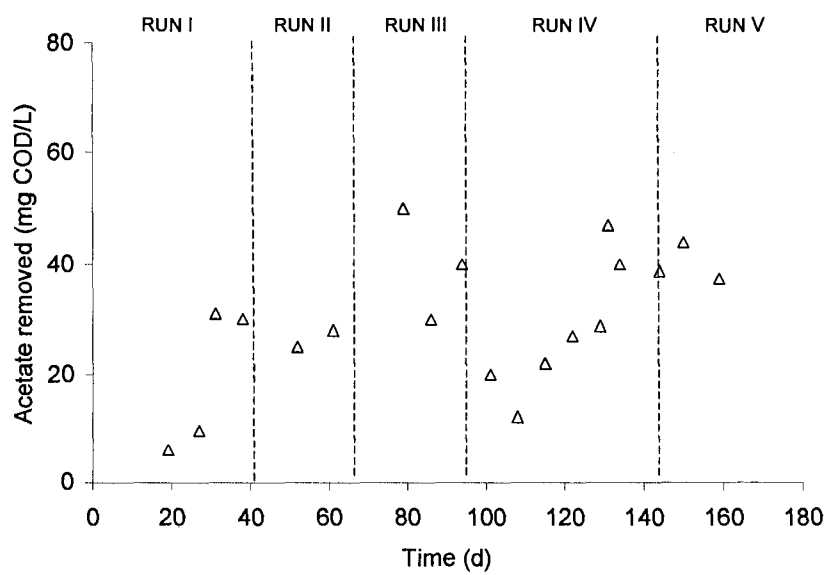


Figure 3-3 Acetate consumption during the five experimental runs (Anaerobic phase)

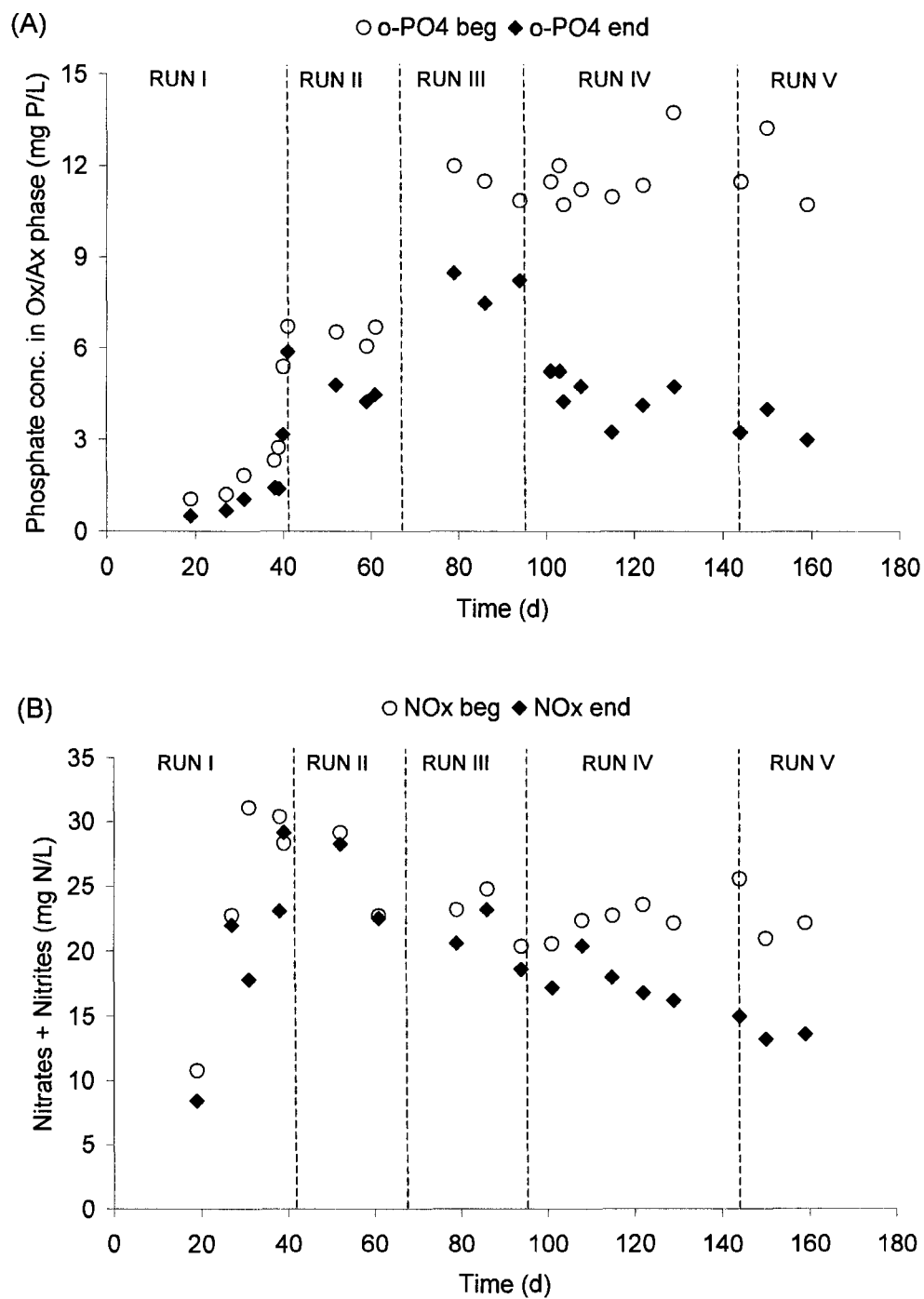


Figure 3-4 **Concentration of phosphates (A) and nitrates (B) at the beginning and end of the aerobic/anoxic phase**

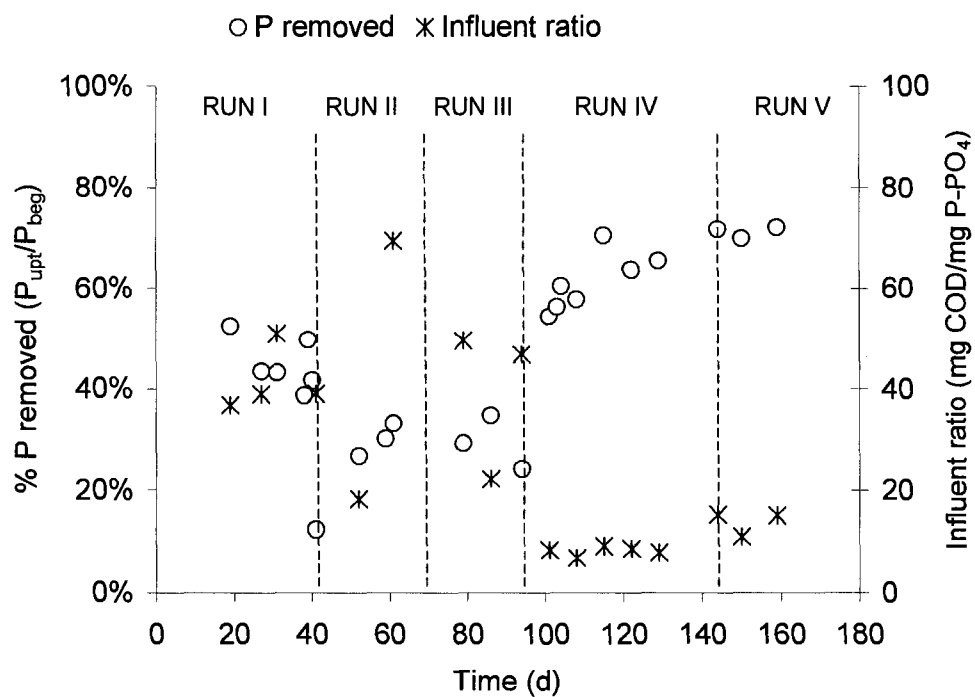


Figure 3-5 Phosphate removal and $COD_{available}/o-PO_{4,influent}$ ratios during the experiment's five runs

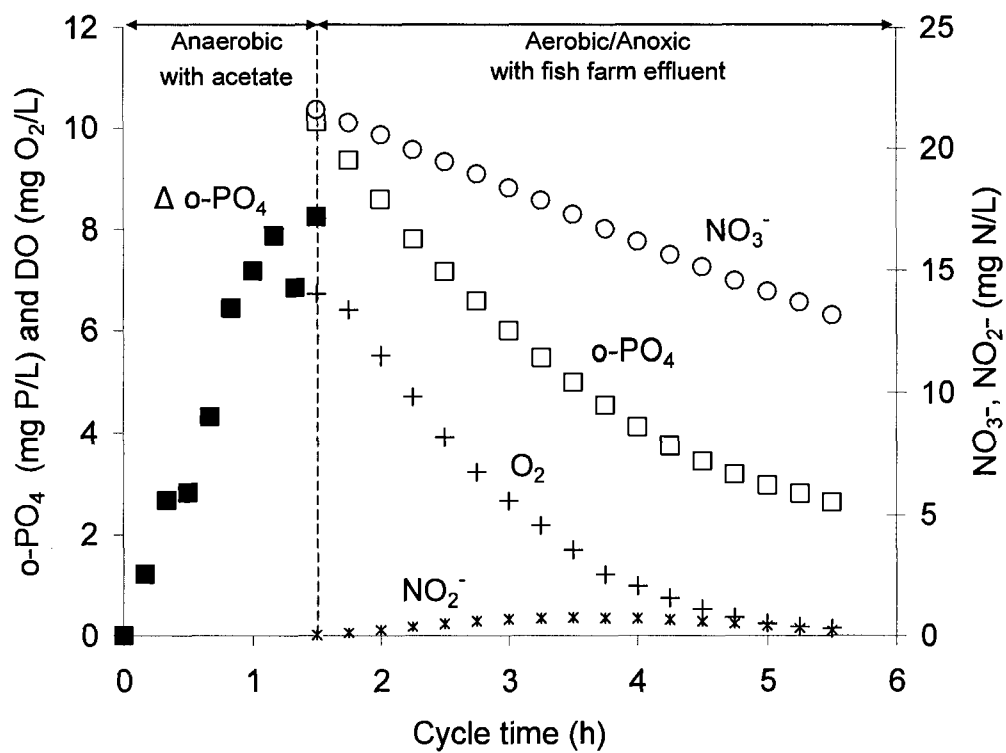


Figure 3-6 Phosphate, oxygen and nitrogen levels in the reactor during an operating cycle. Results are from day 159 (run V) when the system was considered to be in a stable state.

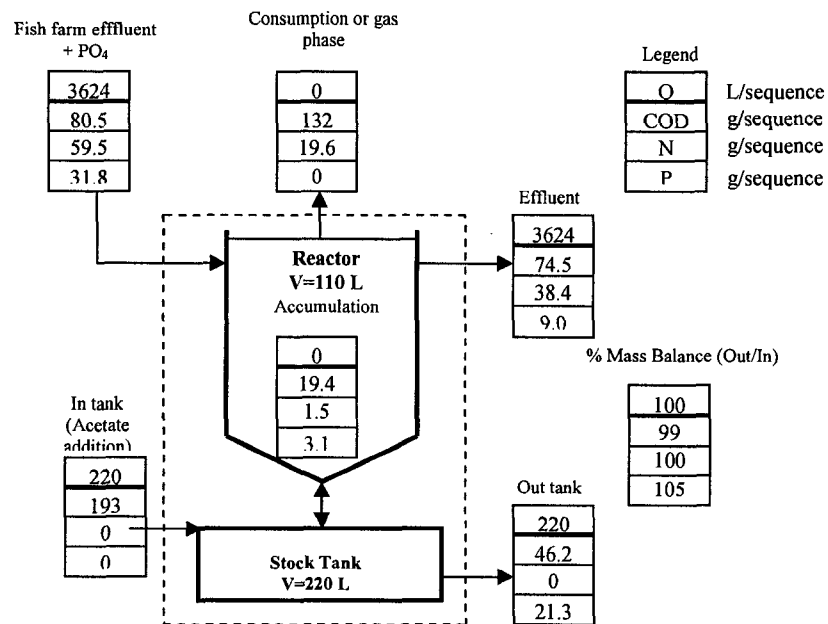


**Figure 3-7 COD, N, and P mass balance for a 7-day sequence, 5.1 h/cycle for
run V**

CHAPITRE 4 : ASPECTS MÉTHODOLOGIQUES ET RÉSULTATS COMPLÉMENTAIRES

Ce chapitre est divisé en deux parties. La première partie présentera les aspects méthodologiques des essais complémentaires. Par la suite une deuxième partie montrera les résultats qui permettent de compléter ceux présentés au chapitre 3 : Ainsi la fluctuation du pH pendant un cycle d'opération du procédé sera montrée. Par la suite, seront présentés l'évolution de la croissance de la biomasse tout au long de l'expérimentation, ainsi que les résultats d'un suivi fait sur une base hebdomadaire. Ces derniers permettront d'évaluer l'effet sur la performance du procédé suivant le renouvellement du concentrat. Finalement, une dernière partie présentera l'effet de la haute concentration des phosphates dans le BC.

4.1 Aspects méthodologiques des essais complémentaires

4.1.1 Quantification et évolution de la biomasse

Le suivi des matières totales (MT) et des matières volatiles totales (MVT) a été fait tout au long de l'opération du pilote (205 jours). La méthode de quantification des MT et des MVT a été expliquée au chapitre 3. Les résultats sont illustrés à la figure 4.1. Le

taux d'accumulation de la biomasse a été calculé à partir de la pente de croissance compte tenu du volume utile du réacteur (65% du volume total (Fig. 3.1)) et de la surface disponible pour l'attachement des organismes (800 unités de supports avec 19 cm²/support).

4.1.2 Suivi hebdomadaire suite au renouvellement du concentrat

Du fait que la solution du BC soit renouvelée chaque semaine, la phase prétendument anaérobie se retrouve avec présence d'oxygène dissous, car elle est préparée avec de l'eau du robinet. De concentrations d'oxygène ont été détectées jusqu'au cinquième cycle. Pour examiner l'effet que pourrait avoir ce renouvellement d'eau, une série journalière de mesures (entre les jours 198 et 204) de phosphates, de nitrates, de la DCO, de la température ainsi que la lecture de l'oxygène dissous, du pH et de la conductivité ont été faites. Les méthodes d'analyses de ceux-ci ont été décrites au chapitre 3. La figure 4.3 montre l'évolution de l'efficacité du système lors de la séquence observée. L'ensemble des résultats sont présentées en annexe.

4.1.3 Évaluation de l'accumulation de phosphates dans le BC

Cet essai avait pour objet de tester l'effet que pourrait avoir la haute concentration de phosphates dans le BC. Pour ce faire, le BC n'a pas été renouvelé pendant une période

de 28 jours (entre les jours 108 et 136). Des analyses de phosphates, phosphore total, nitrates, MT et MVT ont été faites. Les méthodes utilisées ont été décrites au chapitre 3.

4.2 Résultats des essais complémentaires

4.2.1 Fluctuation du pH pendant un cycle

L'évolution du pH lors de l'alternance des phases anaérobie et aérobie/anoxie est montrée à la figure 4.5. La variation du pH pendant la phase anaérobie a été négligeable. Tandis qu'en phase aérobie/anoxie le pH a sensiblement augmenté. Cela est tout-à fait en accord avec la littérature pour un système Bio-P opéré en discontinu (Chapitre 2 section pH). En phase anaérobie l'acétate amène des protons mais le pH peut baisser à cause des phosphates relargués. Par contre, pendant la phase aérobie le pH augmente dû à l'enlèvement du dioxyde de carbone par dégazage et du phosphate (Serralta et al. 2004).

La plage optimale de pH pour un procédé de Bio-P se situe entre 7.4-8.5. Au dessous de cette plage les OAG seraient favorisés par rapport aux OAP. Tandis qu'au dessus de la plage, le taux d'assimilation de l'acétate diminue. Des conclusions similaires ont été

tirées par Filipe et al. (2001c); Schuler et Jenkins (2003) ainsi que Serafim et al. (2002).

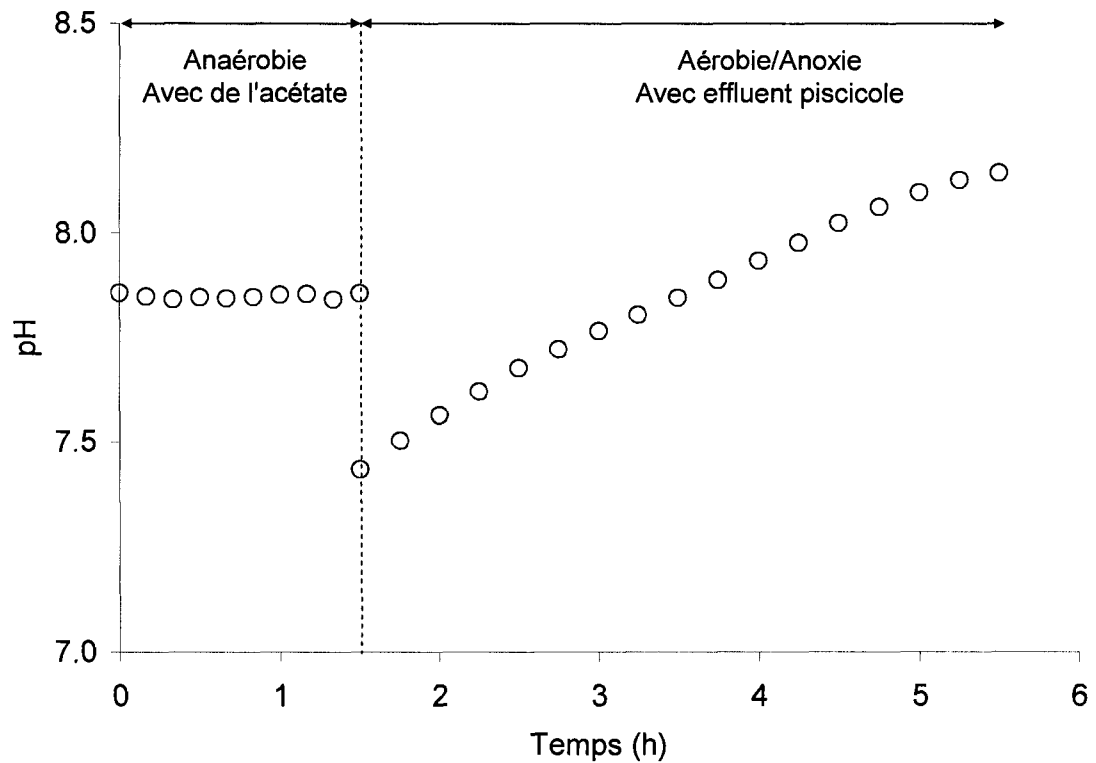


Figure 4-1 Fluctuation du pH pendant la durée d'un cycle typique. Ces résultats correspondent à un échantillonnage fait au jour 159 (période V chapitre 3) alors que le système était considéré en état stationnaire.

4.2.2 Croissance de la biomasse

La biomasse développée correspond à un biofilm de surface irrégulière avec des granules à l'intérieur de couleur blanche et de texture dure. Celles-ci sont probablement du précipité de phosphore, voire d'hydroxyapatite. Les différences entre les pentes des courbes de MT et de MVT dans la figure 4.2 suggèrent l'accumulation de matière inorganique. Malgré cela, l'iVT n'a pas varié à travers le temps, ce qui est probablement dû au précipité entraîné par le détachement de la biomasse. Le détachement de la biomasse se fait par encrassement (*sloughing*) plutôt que par érosion uniforme. Cela constitue probablement la cause de l'irrégularité de l'épaisseur sur les différentes parois d'un matériau de support. Une image du biofilm est présentée dans la figure 4.3. Il a été observé que des morceaux de biomasse se détachent entraînant du précipité qui se retrouve normalement en profondeur du biofilm.

Un événement concernant l'opération des valves du procédé est survenu au jour 180 de l'expérimentation. C'est la raison pour laquelle la biomasse a été détachée de façon irrégulière entraînant une perte de celle-ci (Fig. 4.2). Quatre jours ont été nécessaires pour rétablir la performance du système en termes de l'enlèvement de phosphates et de la dénitrification. Suite à cet événement, les taux d'accumulation des MT et des MVT ont été légèrement supérieurs aux précédents.

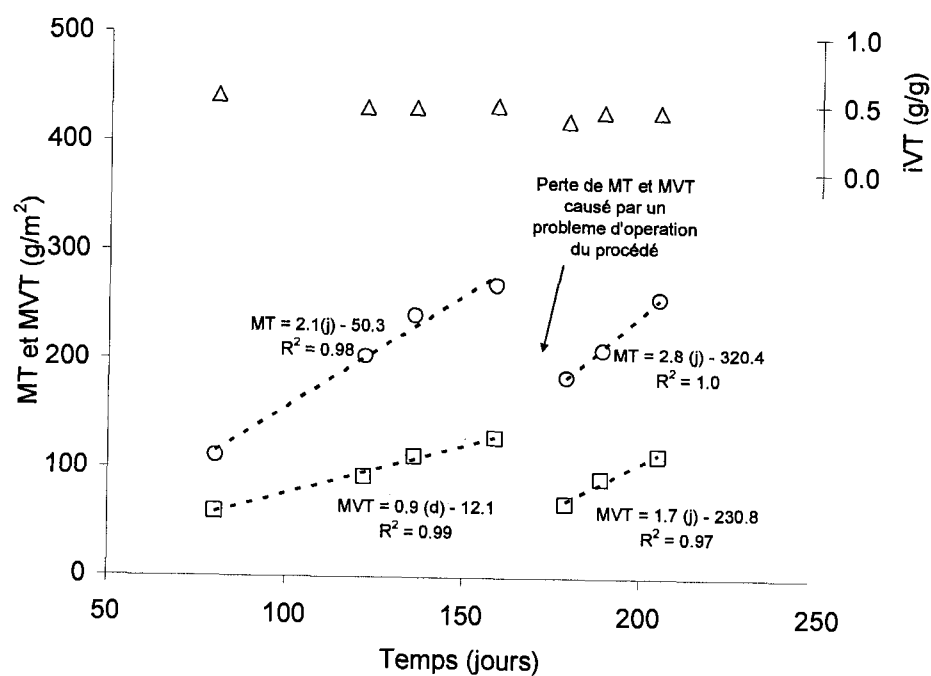


Figure 4-2 Évolution de la biomasse en termes de matière totale (MT), matière volatile totale (MVT) et de l'indice volatile totale (iVT).

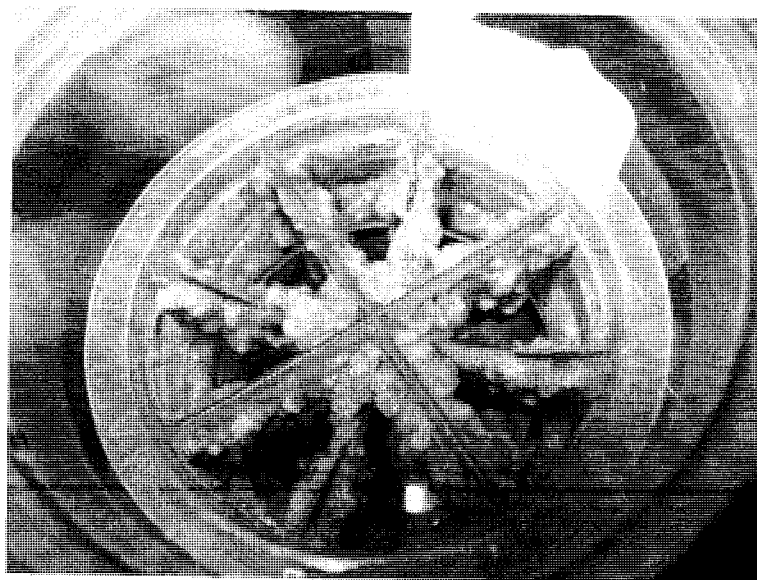


Figure 4-3 Biomasse attachée au support Cascades-1A®. Échantillon pris après 150 jours d'expérimentation.

4.2.3 Effet sur la performance du procédé suivant le renouvellement du concentrat

Suite au renouvellement du concentrat, l'efficacité du système a légèrement baissé en termes d'enlèvement de phosphates et de dénitrification. Le meilleur enlèvement du phosphate s'est produit au jour 4 où l'efficacité a atteint 78%. Par contre, les jours suivants, l'efficacité a baissé à 73%. Le ratio $P_{\text{relargué}}/\text{DCO}_{\text{assimilée}}$ a lui aussi suivi la même tendance que celle des phosphates enlevés, cela pour les 4 premiers jours. Cependant il n'a pas varié au cours des trois derniers jours. En ce qui concerne la dénitrification, il semble y avoir eu une amélioration au fur et à mesure du vieillissement du concentrat. Le meilleur résultat a été observé au jour 6 où l'efficacité a atteint 42%.

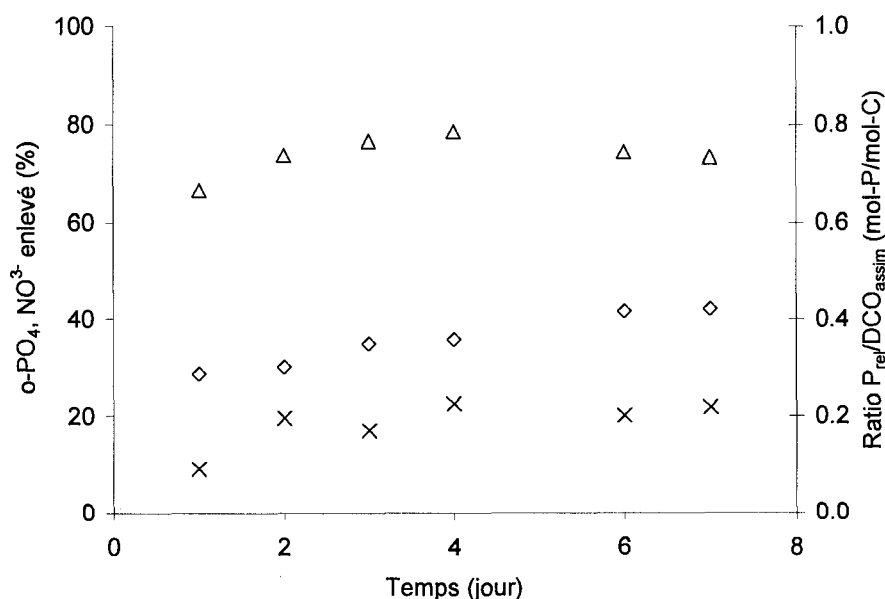


Figure 4-4 Efficacité du système suite au renouvellement du concentrat en terme de : o-PO₄ enlevés (Δ), NO₃⁻ enlevés (◇) et le ratio $P_{\text{relargué}}/\text{DCO}_{\text{assimilé}}$ (X).

4.2.4 Effet de la haute concentration des phosphates dans le bac de concentrat

Les résultats montrent que les phosphates se sont accumulés dans le BC et ont atteint une concentration de 210 mg P/L. L'efficacité du système en termes d'enlèvement de phosphates n'a pas changé tout au long de cette période d'expérimentation et s'est plutôt améliorée dans le cas de la dénitrification (Fig. 4.5).

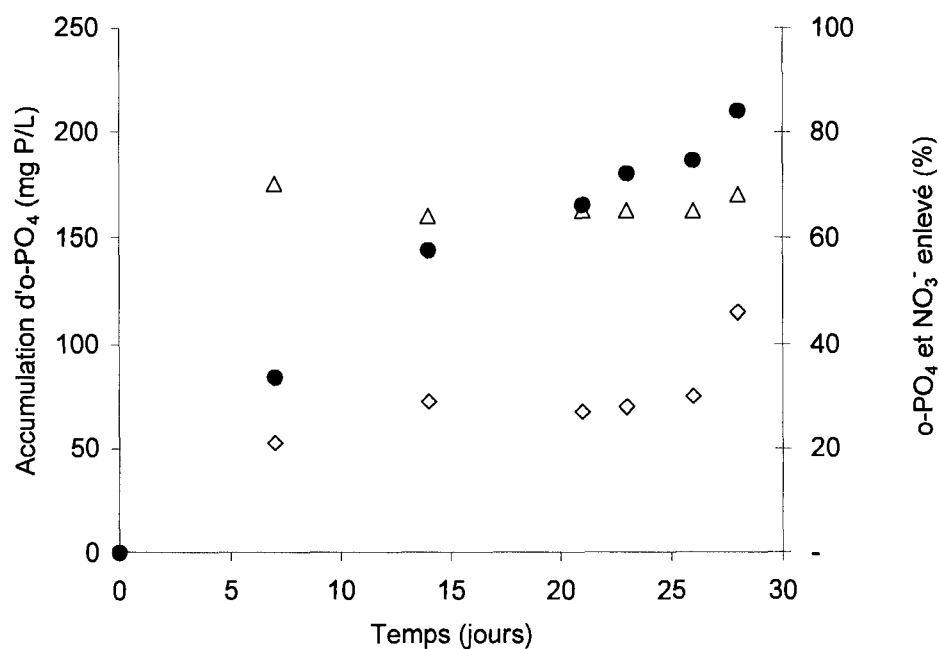


Figure 4-5 Effet sur l'efficacité du système pour cause de la haute concentration de phosphates dans le BC : o-PO₄ accumulé (●), o-PO₄ enlevé (◇) et NO₃⁻ enlevés (△).

La courbe de phosphates accumulés dans la figure 4.5 suggère qu'à partir d'une concentration de 150 mg P/L la tendance est d'atteindre un plateau. À ce propos, plusieurs hypothèses pourraient être envisagées dont la précipitation chimique dans le bac, un effet inhibiteur qui empêche le relargage de phosphates ou encore une réassimilation forcée de phosphates dans la phase anaérobie. Des mesures de phosphate relargué n'ont pas été possibles du fait de la limitation de la méthode analytique utilisée.

CHAPITRE 5 : DISCUSSION GÉNÉRALE

Le procédé RSLM couplé à un BC a été donc testé dans des conditions réelles de pisciculture. Plusieurs essais ont été menés durant l'expérimentation de l'étude notamment l'enrichissement de la concentration en phosphate dans l'affluent ainsi que différentes façons de fournir le substrat (acétate), modification de la durée de la phase aérobie et en fin le BC a été aussi opéré différemment afin de tester les effets de la haute concentration de o-PO_4 dans le concentrat.

Une discussion sera donc abordée dans ce chapitre compte tenu de l'hypothèse formulée et de tout l'ensemble des résultats compris dans cette étude, afin de considérer la faisabilité du procédé pour la pisciculture ainsi que de viser les perspectives pour un tel procédé.

5.1 Vérification de l'hypothèse de départ

Lors de la cuvée aérobie/anoxie les accepteurs d'électrons disponibles dans l'effluent piscicole, notamment l'oxygène ($6.7 \text{ mg O}_2/\text{L}$) et les nitrates (21 mg N/L), ont été consommés (40% dans le cas des nitrates). Les phosphates ont été synthétisés dans la biomasse (7.5 mg P/L d'une concentration de 10 mg P/L), supposément sous forme de poly-P et sont restés attachés aux supports après de la vidange de l'eau traitée.

Subséquentement le réacteur a été rempli avec du liquide provenant du BC et une cuvée anaérobie avec de l'acétate s'est fait, ce qui a permis d'accumuler du PHA intracellulaire grâce à l'énergie libérée par la dégradation des poly-P et du glycogène accumulés en cuvée aérobie/anoxie. Les poly-P ont alors été simultanément relargués dans le concentrat sous forme d'o-PO₄. Le concentrat a été ensuite entreposé dans le BC jusqu'à la cuvée anaérobie suivante et il a accumulé davantage de phosphates à chacune de celle-ci de telle manière à atteindre une concentration de 132 mg P/L dans le BC après une séquence d'une semaine. Il a été ainsi montré qu'un RSLM avec BC peut enlever les phosphates et les nitrates d'un effluent piscicole. L'hypothèse de départ a été alors vérifiée.

5.2 Faisabilité du procédé pour un effluent de la pisciculture

À la question, est-il possible d'enlever les phosphates et les nitrates d'un effluent piscicole opéré en CPF en utilisant un RSLM couplé à un BC? - la réponse est oui. Cela a été vérifié et exposé dans l'article au chapitre 3. Dans celui-ci a été présenté le potentiel du procédé pour enlever des phosphates et des nitrates. Ensuite les questions toucheraient plutôt la faisabilité du procédé pour la mise en échelle réelle. Ce sujet sera donc abordé dans les paragraphes suivants.

5.2.1 Concentration de phosphates à l'effluent du RSLM

Serait-il possible de baisser la concentration de phosphate à l'effluent au-dessous de 1 mg P/L tel que la plupart de normes sur le rejet du phosphore l'exigent? La concentration de phosphate à l'effluent obtenu dans le cadre de cette expérience a été à son maximum de 2.5 mg P/L. Même avec un prolongement de la durée de la phase aérobie, des concentrations inférieures à cette valeur n'ont pas été atteintes. Il a été suggéré dans le chapitre 3 que les OAP développés dans cette expérience utilisent comme accepteurs d'électrons, pour l'accumulation de poly-P, l'oxygène plutôt que les nitrates. Il serait alors intéressant de modifier le procédé avec une injection d'oxygène pour tester si l'efficacité peut être augmentée sans limitation de la présence de l'accepteur d'électrons préférentiel. Dans ce cas l'oxygénation permettrait peut-être de baisser la concentration à l'effluent au-dessous de 2.5 mg P/L. Une telle solution augmenterait le niveau de difficulté pour opérer le procédé et particulièrement son coût.

5.2.2 Que faire avec les phosphates accumulés dans le BC

La figure 4.5 suggère que les phosphates accumulés dans le BC ont atteint un plateau à des concentrations au dessus de 210 mg P/L. Vallet (2007) a aussi obtenu, à travers de la modélisation d'un cycle du RSLM avec le module ASM3 et le module Bio-P de l'EAWAG, des valeurs de saturation de phosphate dans un BC de 230 mg P/L. Les

phosphates du BC doivent donc être éliminés au fur et à mesure qu'ils atteignent une telle concentration pour assurer la performance du procédé.

Pour enlever le phosphore accumulé dans le BC un traitement chimique pourrait être envisageable. Habituellement la précipitation du phosphate peut se faire à l'aide de sels de fer, d'aluminium, de calcium ou encore avec du magnésium et de l'azote ammoniacal (Snoeyink and Jenkins 1980).

Pour ce qui est du fer et de l'aluminium, la plus basse solubilité est atteinte à des pH entre 4-6 (Snoeyink and Jenkins 1980) ce qui serait une contrainte puisque le BC a un pH d'environ 8 (Fig. 4.1). Une autre contrainte pour le fer (II) est qu'il ne peut précipiter efficacement avec les phosphates que sous conditions aérobies (Maurer and Bollner 1999).

Pour ce qui est du magnésium, quatre sels de magnésium peuvent former un précipité avec le phosphore. Ce sont : la struvite ($\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$), le magnésium hydrogène phosphate trihydrate ($\text{MgHPO}_4 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$); et le trimagnésium de phosphate qui se trouve en deux états de hydratation ($\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2 \cdot 22\text{H}_2\text{O}$ et $\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$). La précipitation des tri-magnésium n'a pas été détectée pour une plage de pH entre 6 et 9 (Barat et al. 2008). Quant à la struvite, une plage de pH entre 7 et 11 favoriserait sa formation mais le minimum de solubilité serait atteint pour des pH entre 8.9 et 9.3 (Nelson et al. 2003; Rahaman et al. 2008). Lorsque le pH augmente de 7 à 9, le pourcentage d'azote

ammoniacal présent sous la forme de NH_4^+ baisse de 99 à 64% (Metcalf & Eddy et al. 2003) pourtant de plus grandes quantités d'azote ammoniacal, comparativement à la stœchiométrie, seront requises. Il serait également nécessaire d'y ajouter du magnésium, bien qu'une partie puisse déjà être apportée à l'aide du cotransport des phosphates lors du relargage dans le BC. Enfin la précipitation provoquée par un sel de calcium est aussi possible. Le haut pH du concentrat favoriserait cette réaction.

La précipitation avec des sels de magnésium ou du calcium s'avèrent plus réalisable pour enlever les phosphates du BC. Toutefois d'autres vérifications seraient nécessaires, surtout pour évaluer les effets sur le procédé biologique, puisque Vallet (2007) a déjà suggéré que la haute concentration en calcium serait un inhibiteur pour la Bio-P en eau de mer.

5.2.3 Dénitrification incomplète! Peut-on l'augmenter?

Si les OAP ne se servent pas du nitrate comme accepteur d'électrons, serait-il alors possible d'augmenter la dénitrification? Étant donné que l'effluent piscicole ne contient pas assez de matière organique pour la dénitrification la seule source de carbone pour le procédé serait l'acétate fourni pendant la phase anaérobie. Les organismes n'auraient alors que les PHA intracellulaire comme donneur d'électrons pour la dénitrification. Selon la tendance de la courbe de nitrates montrée dans la figure 3.6, l'augmentation de

la durée de la phase aérobie permettrait de continuer la dénitrification jusqu'à épuiser les réserves de PHA, ce qui répondrait à la question. Cependant, cette solution entraînerait la réduction du nombre de cycles par jour, ce qui impliquerait, dans le cas de la mise à l'échelle réelle, des volumes plus grands pour maintenir l'efficacité journalière. C'est pourquoi s'il y a nécessité de baisser la concentration des nitrates à l'effluent, un autre procédé pour compléter la dénitrification serait nécessaire.

5.2.4 Contrôle de la biomasse

Habituellement l'enlèvement final des phosphates d'un procédé de Bio-P se fait par l'enlèvement d'une partie de la biomasse à la suite de la phase de stockage, soit par la purge de boues dans le cas d'un système en suspension, soit par le lavage dans le cas d'un système par biofilm. Une originalité du procédé testé dans cette étude est que les phosphates sont accumulés dans le BC et retirer la biomasse n'est alors pas nécessaire pour faire l'enlèvement final du phosphore.

Néanmoins le contrôle de la biomasse s'avère nécessaire. Avec le temps la biomasse s'accumule sur les supports et le phosphore précipite à la base du biofilm. Par conséquent, la densité des supports dépasse celle de l'eau et la fluidisation du réacteur est réduite, ce qui pourrait affecter le transfert de masse et la performance du procédé.

Du fait que le biofilm soit épais (Fig. 4.3), le jet d'eau, qui fluidise les supports, génère le détachement de la biomasse non par érosion mais par écrasement (*sloughing*) ce qui pourrait entraîner la perte de biomasse active et subséquemment une baisse de la performance.

Enfin il est important de conserver une épaisseur assez mince du biofilm tant pour diminuer les problèmes de diffusion que pour ne pas augmenter le temps de résidence de la biomasse au-delà des valeurs recommandées de 20-40 jours selon Metcalf & Eddy (2003) (pour un réacteur biologique séquentiel). En fait Morgenroth and Wilderer (1999) ont calculé un temps de résidence entre 10-20 jours pour une particule dans un biofilm placé à 200 μm de la surface du biofilm. L'épaisseur du biofilm développé dans ce procédé (Fig. 4.3) est bien supérieure à cette valeur et il est possible que le temps de résidence des particules au fond du biofilm dépassait les valeurs recommandées.

Le problème de diffusion peut aussi être solutionné par l'augmentation de la concentration du substrat et l'aération. Toutefois cela amène d'autres problèmes notamment le contrôle des OAG et une baisse de la dénitrification.

Pour les raisons exposées précédemment il est nécessaire de faire un contrôle périodique de la biomasse en plus de celui fait par la fluidisation. Des recherches à ce sujet sont recommandées.

5.2.5 Ratio de la DCO disponible et du phosphore de l'affluent.

Il a été montré dans le chapitre 3 que le ratio $DCO_{\text{disponible}}/P_{\text{affluent}}$ joue un rôle primordial dans le développement d'une biomasse déphosphatante. Un ratio oscillant entre 10 et 15 mg DCO/mg P a été recommandé pour opérer un tel système. Serait-il possible de garantir un tel ratio pour un procédé à l'échelle réelle? Oui, car le contrôle de la concentration du substrat par une pompe doseuse au début de la cuvette anaérobie ou l'injection d'une solution dans le BC sont tout à fait possibles à l'échelle réelle. Toutefois cela exigerait d'avoir des analyses permanentes de la DCO et de phosphates qui pourrait être une contrainte pour les pisciculteurs.

L'utilisation d'un RSLM couplé au BC pour traiter les phosphates et les nitrates d'un effluent piscicole semble être faisable. Cependant certaines contraintes pourraient réduire l'intérêt d'un tel procédé pour l'industrie piscicole. Par contre ce procédé pourrait être intéressant à implanter à la fin d'une chaîne de traitement d'eaux usées municipales ou industrielles. Pour ce faire, d'autres recherches et des études économiques seraient requises.

CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS

Ce projet de maîtrise visait à démontrer la faisabilité de traiter les phosphates et les nitrates d'un effluent piscicole en circuit partiellement fermé (CPF) par un réacteur séquentiel à lit mobile (RSLM) avec un bac de concentrat (BC) contenant de l'acétate, de même que d'optimiser les conditions d'opération, notamment au niveau de la concentration d'acétate à maintenir dans le concentrat et des durées des phases composant un cycle d'opération.

Le bioprocédé a été installé dans le Laboratoire Régional de Sciences Aquatiques (LARSA), à l'université Laval à Québec pour traiter l'effluent d'une unité piscicole. Ce bioprocédé a montré un potentiel pour enlever les phosphates (7.5 mg P/L d'un affluent contenant 10 mg P/L) et les nitrates (8.5 mg N/L d'un affluent contenant 21 mg NO_3^- N/L). Pour cet enlèvement, 40 mg COD/L d'acétate ont été consommées. Le BC s'est montré efficace pour éviter que les nitrates ne soient en contact avec le substrat et pour favoriser la sélection d'organismes qui synthétisent l'acétate en PHA.

L'essai d'enrichissement de la concentration de phosphates à l'affluent a permis de montrer que la faible concentration de phosphates de l'effluent piscicole (2 mg P/L) n'était pas la cause principale de la faible performance du procédé au départ. Par contre il a été vérifié que la concentration de l'acétate disponible dans la phase anaérobie joue un rôle primordial dans le développement d'une biomasse déphosphatante. Ainsi un

ratio $\text{DCO}_{\text{disponible}}/\text{P}_{\text{affluent}}$ oscillant entre 10-15 mg DCO/mg P serait recommandé pour opérer un tel système.

Il a été aussi vérifié que l'augmentation de la durée de la phase aérobie/anoxie de 3h à 4h, n'a pas amélioré de façon significative la performance du procédé; bien que la dénitrification semble se prolonger au-delà de la durée de la phase. Quant à la phase anaérobie, celle-ci n'a pas été modifiée car le relargage d'o- PO_4 et le stockage de l'acétate ont atteint un plateau à 1.5 h.

Le procédé a eu un faible ratio $\text{P}_{\text{relargué}}/\text{DCO}_{\text{assimilée}}$ (entre 0.21 et 0.4). Celui-ci a été attribué à la présence d'organismes autres que les OAP. De même il a été suggéré que les organismes responsables de la dénitrification ne correspondent exclusivement ni aux OAP dénitrifiants ni à des organismes hétérotrophes dénitrifiants.

L'utilisation d'un RSLM couplé au BC pour traiter les phosphates et les nitrates d'un effluent piscicole semble être faisable. Cependant certaines contraintes sont apparues dont les suivantes. D'abord, la faible concentration de phosphate à l'effluent de la pisciculture en CPF qui est limitant pour le développement d'une biomasse déphosphatante ce qui, du reste, conduirait à des problèmes de diffusion à travers le biofilm. Ensuite, la nécessité de fournir une source de carbone du fait que l'effluent de la pisciculture ne contienne pas assez d'AGV nécessaires pour le métabolisme des OAP. Enfin, la complexité d'opération d'un tel procédé soit : maintenir un ratio

$DCO_{\text{disponible}}/P_{\text{affluent}}$, le contrôle périodique de la biomasse, gérer le bac de concentrat, préparer le renouvellement d'eau en plus de devoir utiliser un second procédé pour l'enlèvement final du phosphore accumulé dans le BC, pourraient réduire la faisabilité d'un tel procédé pour l'industrie piscicole. Par contre ce procédé pourrait être intéressant à implanter à la fin d'une chaîne de traitement d'eaux usées municipales ou industrielles. Pour ce faire d'autres recherches et des études économiques seraient requises.

RÉFÉRENCES

Ahn, J., Daidou, T., Tsuneda, S., and Hirata, A. (2001). Metabolic behavior of denitrifying phosphate-accumulating organisms under nitrate and nitrite electron acceptor conditions. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, 92(5), 442-446.

APHA, AWWA, and WEF. (1998). *Standard methods for the examination of water and wastewater* (20^e éd.). Washington, DC: American Public Health Association.

Barat, R., Montoya, T., Borrás, L., Ferrer, J., and Seco, A. (2008). Interactions between calcium precipitation and the polyphosphate-accumulating bacteria metabolism. *Water Research*, 42(13), 3415-3424.

Barat, R., Montoya, T., Borrás, L., Seco, A., and Ferrer, J. (2006). Calcium effect on enhanced biological phosphorus removal. *Water Science and Technology*, 53(12), 29-37.

Barker, P. S., and Dold, P. L. (1996). Denitrification behaviour in biological excess phosphorus removal activated sludge systems. *Water Research*, 30(4), 769-780.

Brandt, D., Sieker, C., and Hegemann, W. (2002). Combined denitrification and excess biological phosphorus removal in discontinuous operated biofilm systems. *Water Science and Technology*, 46(4-5), 193-200.

Brdjanovic, D., Logemann, S., van Loosdrecht, M. C. M., Hooijmans, C. M., Alaerts, G. J., and Heijnen, J. J. (1998). Influence of temperature on biological phosphorus removal: process and molecular ecological studies. *Water Research*, 32(4), 1035-1048.

Bux, F., Lacko, N., and Drysdale, G. D. (2003). Anoxic phosphorus removal by denitrifying heterotrophic bacteria. *Water Science and Technology*, 47(11), 17-22.

Chiou, R. J., Ouyang, C. F., Lin, K. H., and Chuang, S. H. (2001). The characteristics of phosphorus removal in an anaerobic/aerobic sequential batch biofilter reactor. *Water Science and Technology*, 44(1), 57-65.

Comeau, Y., Hall, K. J., Hancock, R. E. W., and Oldham, W. K. (1986). Biochemical model for enhanced biological phosphorus removal. *Water Research*, 20(12), 1511-1521.

Comeau, Y., Rabionwitz, B., Hall, K. J., and Oldham, W. K. (1987). Phosphate release and uptake in enhanced biological phosphorus removal from wastewater. *Journal Water Pollution Control Federation*, 59(7), 707-715.

Dupla, M., Comeau, Y., Parent, S., Villemur, R., and Jolicoeur, M. (2006). Design optimization of a self-cleaning moving-bed bioreactor for seawater denitrification. *Water Research*, 40(2), 249-258.

Falkentoft, C. M., Arnz, P., Henze, M., Mosbaek, H., Muller, E., Wilderer, P. A., and Harremoes, P. (2001). Possible complication regarding phosphorus removal with a continuous flow biofilm system: Diffusion limitation. *Biotechnology and Bioengineering*, 76(1), 77-85.

Filipe, C. D. M., Daigger, G. T., and Grady C.P.L, J. (2001a). A metabolic model for acetate uptake under anaerobic conditions by glycogen accumulating organisms: Stoichiometry, kinetics, and the effect of pH. *Biotechnology and Bioengineering*, 76(1), 17-31.

Filipe, C. D. M., Daigger, G. T., and Grady Jr, C. P. L. (2001b). Effects of pH on the rates of aerobic metabolism of phosphate-accumulating and glycogen-accumulating organisms." *Water Environment Research*, 73(2), 213-222.

Filipe, C. D. M., Daigger, G. T., and Grady Jr, C. P. L. (2001c). pH as a key factor in the competition between glycogen-accumulating organisms and phosphorus-accumulating organisms. *Water Environment Research*, 73(2), 223-232.

Garzon-Zuniga, M. A., and Gonzalez-Martinez, S. (1996). Biological phosphate and nitrogen removal in a biofilm sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, 34(1-2 pt 1), 293-301.

Goncalves, R. F., and Rogalla, F. (1992a). Biological phosphorus removal in fixed films reactors. *Water Science and Technology*, 25(12), 165-174.

Goncalves, R. F., and Rogalla, F. (1992b). Continuous biological phosphorus removal in a biofilm reactor. *Water Science and Technology*, 26(9-11), 2027-2030.

Goncalves, R. F., and Rogalla, F. (2000). Optimising the A/O cycle for phosphorus removal in a submerged biofilter under continuous feed. *Water Science and Technology*, 41(4-5), 503-508.

Gonzalez-Martinez, S., and Wilderer, P. A. (1991). Phosphate removal in a biofilm reactor. *Water Science and Technology*, 23(7-9), 1405-1415.

Imai, H., Endoh, K., and Kozuka, T. (1988). Magnesium requirement for biological removal of phosphate by activated sludge. *Journal of Fermentation Technology*, 66(6), 657-666.

- Kern-Jespersen, J. P., and Henze, M. (1993). Biological phosphorus uptake under anoxic and aerobic conditions. *Water Research*, 27(4), 617-624.
- Kuba, T., Murnleitner, E., van Loosdrecht, M. C. M., and Heijnen, J. J. (1996). Metabolic model for biological phosphorus removal by denitrifying organisms. *Biotechnology and Bioengineering*, 52(6), 685-695.
- Kuba, T., van Loosdrecht, M. C. M., and Heijnen, J. J. (1997). Biological dephosphatation by activated sludge under denitrifying conditions: pH influence and occurrence of denitrifying dephosphatation in a full-scale waste water treatment plant. *Water Science and Technology*, 36(12), 75-82.
- Kuba, T., Wachtmeister, A., van Loosdrecht, M. C. M., and Heijnen, J. J. (1994). Effect of nitrate on phosphorus release in biological phosphorus removal systems. *Water Science and Technology*, 30(6 pt 6), 263-269.
- Labelle, M.-A., Juteau, P., Jolicoeur, M., Villemur, R., Parent, S., and Comeau, Y. (2005). Seawater denitrification in a closed mesocosm by a submerged moving bed biofilm reactor. *Water Research*, 39(14), 3409-3417.

Martin Martin, M. A., Lopez Enriquez, L., Fernandez-Polanco, M., Villaverde, S., and Garcia-Encina, P. A. (2007). Nutrients removal in hybrid fluidised bed bioreactors operated with aeration cycles. *Water Science and Technology*, 55(8-9), 51-58.

Maurer, M., and Boller, M. (1999). Modelling of phosphorus precipitation in wastewater treatment plants with enhanced biological phosphorus removal. *Water Science and Technology*, 39(1), 147-163.

Metcalf & Eddy, Tchobanoglous, G., Burton, F. L., and Stensel, H. D. (2003). *Wastewater engineering : treatment and reuse* (4^e éd.). Boston: McGraw-Hill.

Mino, T., Kawakami, T., and Matsuo, T. (1984). Behaviour of intracellular polyphosphate in the biological phosphate removal process. *Water Science and Technology*, 17(11-12), 11-21.

Mino, T., Van Loosdrecht, M. C. M., and Heijnen, J. J. (1998). Microbiology and biochemistry of the enhanced biological phosphate removal process. *Water Research*, 32(11), 3193-3207.

Morgenroth, E., and Wilderer, P. A. (1999). Controlled biomass removal - the key parameter to achieve enhanced biological phosphorus removal in biofilm systems. *Water Science and Technology*, 39(7), 33-40.

Nelson, N. O., Mikkelsen, R. L., and Hesterberg, D. L. (2003). Struvite precipitation in anaerobic swine lagoon liquid: effect of pH and Mg:P ratio and determination of rate constant. *Bioresource Technology*, 89(3), 229-236.

Oehmen, A., Lemos, P. C., Carvalho, G., Yuan, Z., Keller, J., Blackall, L. L., and Reis, M. A. M. (2007). Advances in enhanced biological phosphorus removal: From micro to macro scale. *Water Research*, 41(11), 2271-2300.

Oehmen, A., Zeng, R. J., Yuan, Z., and Keller, J. (2005). Anaerobic metabolism of propionate by polyphosphate-accumulating organisms in enhanced biological phosphorus removal systems. *Biotechnology and Bioengineering*, 91(1), 43-53.

Panswad, T., Doungchai, A., and Anotai, J. (2003). Temperature effect on microbial community of enhanced biological phosphorus removal system. *Water Research*, 37(2), 409-415.

Pastorelli, G., Canziani, R., Pedrazzi, L., and Rozzi, A. (1999). Phosphorus and nitrogen removal in moving-bed sequencing batch biofilm reactors. *Water Science and Technology*, 40(4-5), 169-176.

Patel, A., Zhu, J., and Nakhla, G. (2006). Simultaneous carbon, nitrogen and phosphorous removal from municipal wastewater in a circulating fluidized bed bioreactor. *Chemosphere*, 65(7), 1103-1112.

Pattarkine, V. M., and Randall, C. W. (1999). Requirement of metal cations for enhanced biological phosphorus removal by activated sludge. *Water Science and Technology*, 40(2), 159-165.

Rahaman, M. S., Ellis, N., and Mavinic, D. S. (2008). Effects of various process parameters on struvite precipitation kinetics and subsequent determination of rate constants. *Water Science and Technology*, 57(5), 647-654.

Rickard, L. F., and McClintock, S. A. (1992). Potassium and magnesium requirements for enhanced biological phosphorus removal from wastewater. *Water Science and Technology*, 26(9-11), 2203-2206.

Rittmann, B. E., and McCarty, P. L. (2001). *Environmental biotechnology : principles and applications*. New York: McGraw-Hill.

Rovatti, M., Nicolella, C., Converti, A., Ghigliazza, R., and Di Felice, R. (1995). Phosphorus removal in fluidized bed biological reactor (FBBR). *Water Research*, 29(12), 2627-2634.

Saito, T., Brdjanovic, D., and Van Loosdrecht, M. C. M. (2004). Effect of nitrite on phosphate uptake by phosphate accumulating organisms. *Water Research*, 38(17), 3760-3768.

Schonborn, C., Bauer, H. D., and Roske, I. (2001). Stability of enhanced biological phosphorus removal and composition of polyphosphate granules. *Water Research*, 35(13), 3190-3196.

Schuler, A. J., and Jenkins, D. (2003). Enhanced biological phosphorus removal from wastewater by biomass with different phosphorus contents, part I: Experimental results and comparison with metabolic models. *Water Environment Research*, 75(6), 485-498.

Serafim, L. S., Lemos, P. C., and Reis, M. A. M. (2002). Effect of pH control on EBPR stability and efficiency. *Water Science and Technology*, 46(4-5), 179-184.

Serralta, J., Borrás, L., Blanco, C., Barat, R., and Seco, A. (2004). Monitoring pH and electric conductivity in an EBPR sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, 50(10), 145-152.

Smolders, G. J. F., Van der Meij, J., Van Loosdrecht, M. C. M., and Heijnen, J. J. (1994). Model of the Anaerobic Metabolism of the Biological Phosphorus Removal

Process: Stoichiometry and pH influence. *Biotechnology and Bioengineering*, 43(6), 461-470.

Smolders, G. J. F., van Loosdrecht, M. C. M., and Heijnen, J. J. (1995). Metabolic model for the biological phosphorus removal process. *Water Science and Technology*, 31(2), 79-93.

Snoeyink, V. L., and Jenkins, D. (1980). *Water chemistry*. New York: Wiley.

Telgmann, U., Horn, H., and Morgenroth, E. (2004). Influence of growth history on sloughing and erosion from biofilms. *Water Research*, 38(17), 3671-3684.

Trepanier, C., Parent, S., Comeau, Y., and Bouvrette, J. (2002). Phosphorus budget as a water quality management tool for closed aquatic mesocosms. *Water Research*, 36(4), 1007-1017.

Vallet, B. (2007). *Biological phosphorus removal in a sequencing moving bed biofilm reactor in seawater and freshwater*, Mémoire de maîtrise, Ecole Polytechnique de Montréal, Québec, Canada.

Yoon, C.-H., and Suzuki, M. (1990). Kinetics of biological phosphorus behavior in sequential batch reactor under anaerobic/aerobic condition. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 23(3), 297-302.

You, S. J., Ouyang, C. F., Lin, S. F., Chuang, S. H., and Hsu, C. L. (2001). Anoxic biological phosphorous uptake/release with high/low intracellular polymers. *Journal of Environmental Engineering*, 127(9), 838-843.

Zeng, R., Yuan, Z., Van Loosdrecht, M. C. M., and Keller, J. (2002). Proposed modifications to metabolic model for glycogen-accumulating organisms under anaerobic conditions. *Biotechnology and Bioengineering*, 80(3), 277-279.

Zeng, R. J., Yuan, Z., and Keller, J. (2003). Enrichment of denitrifying glycogen-accumulating organisms in anaerobic/anoxic activated sludge system. *Biotechnology and Bioengineering*, 81(4), 397-404.

ANNEXES

Annexe A - Principales études publiées sur un procédé de Bio-P par biofilm

Procédé	Vol. du Réacteur (L)	Type de Support	Source du C	Durée des phases (min)				%P enlevé	Auteurs
				AN	OX	AX			
SBBR ³	16	Biofilm: 6 mm	Acétate	110	330	Non		99	(Morgenroth and Wilderer 1999)
FBBR ⁴	1.6	Septolite: 0.32 mm	Mélasse	660 ¹	330 ¹	Non		83	(Martin Martin et al. 2007)
FBBR ⁴	4.1	Lava rock 0.6mm	Eau usée	Non	99	23		80	(Patel et al. 2006)
FBBR ⁴	1000	Pall-Ring: 9 cm	Eau usée	720	720	Non		77	(Garzon-Zumiga and Gonzalez-Martinez 1996)
Biofilter	40	Biofilm: 5-8mm	Acétate	60	Non	180		40	(Brandt et al. 2002)
FBBR ⁴	0.1	Sable: 360 µm	Glucose	720	720	Non		38	(Rovatti et al. 1995)
FBBR ⁴	1.6	Granular activated carbon: 0.47mm	Mélasse	840 ²	420 ²	Non		17	(Martin Martin et al. 2007)
MBR ⁵	1500	Biofilm: 14mm	Acétate	120	Non	300		0-30	(Brandt et al. 2002)
MBSBBR ⁶	0.1	Polyethylene: 10mm	Acétate	95	265	Non		Pas claire	(Pastorelli et al. 1999)
SBBR ³	0.7	Biofilm (polystyrene): 3-6 mm	Acétate	210	Non	210		Pas claire	(Falkentoft et al. 2001)
SBBR ³	0.7	Biofilm: 4-8mm	Acétate	210	Non	210		Pas claire	(Falkentoft et al. 2001)
SBBR ³	6.8	Bio-Net	Glucose, Peptone, Acétate	454	266	Non		91	(Gonzalez-Martinez and Wilderer 1991)

¹Courte alternance Aéré/non aéré (15/30min) donc TRH 16.5 h

²Courte alternance Aéré/non aéré (15/30min) donc TRH 21 h

³SBBR: Sequencing batch bioreactor

⁴FBBR : Fluidized Bed Biological Reactor

⁵MBR : Moving Bed Reactor

⁶MBSBBR : Moving Bed Sequencing batch biofilm reactor

Annexe B - Caractéristiques de l'eau au début et à la fin des phases pendant les cinq périodes d'expérimentation

Période (run)		I				II				III				IV				V			
Phase		OX/AX		AN		OX/AX		AN		OX/AX		AN		OX/AX		AN		OX/AX		AN	
Paramètre	Unité	Début	Fin	Début	Fin	Début	Fin	Début	Fin	Début	Fin	Début	Fin	Début	Fin	Début	Fin	Début	Fin	Début	Fin
DCO _{totale}	mg/L	SD	SD	SD	SD	65	47	474	452	SD	SD	SD	SD	39	47	95	78	49	96	304	278
DCO _{filtré}	mg/L	29	27	93	62	57	44	468	446	18	19	556	511	30	28	90	73	34	32	297	259
MT	mg/L	2983				SD				2366				4331				5740			
MVT	mg/L	1439				SD				1275				1977				2750			
NTK _{filtré}	mg N/L	0.05	0.05	0.05	0.05	0.97	0.92	0.64	0.38	SD	SD	SD	SD	1.01	0.97	0.51	8.07	1.96	1.54	30.30	18.80
NH ₄ ⁺	mg N/L	0.04	0.01	0.01	0.01	0.14	0.01	0.01	0.01	SD	SD	SD	SD	0.04	0.01	0.01	0.01	0.03	0.01	0.01	0.01
NO ₃ ⁻	mg N/L	31.1	17.8	2.3	0.4	27.6	23.0	0.5	0.0	23.1	21.1	0.5	0.5	18.1	15.1	0.0	0.0	21.2	13.2	0.2	0.0
NO ₂ ⁻	mg N/L	0.20	0.67	0.01	0.01	0.22	1.93	0.09	0.01	0.22	0.01	0.01	0.01	0.01	0.09	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
P _{total}	mg P/L	2.0	1.2	0.2	1.9	7.3	5.6	24.5	26.2	SD	SD	SD	SD	11.2	4.9	74.7	81.6	7.8	2.8	67.1	64.8
o-PO ₄	mg P/L	1.8	1.0	0.1	1.8	6.3	4.4	22.9	24.0	11.4	8.7	44.1	46.9	11.0	4.8	68.9	75.7	9.3	2.4	28.9	36.1
K ⁺	mg/L	1.6	2.4	1.6	2.6	21.9	23.3	15.8	15.7	SD	SD	SD	SD	30.3	28.0	43.8	51.3	16.1	25.1	19.8	23.6
Ca ²⁺	mg/L	8.6	10.4	10.1	9.7	13.8	13.6	18.4	16.9	SD	SD	SD	SD	18.0	16.9	11.9	11.9	15.4	16.9	13.4	13.2
Mg ²⁺	mg/L	1.2	2.1	2.3	2.4	4.6	4.8	3.3	2.9	SD	SD	SD	SD	3.2	2.0	10.8	11.8	2.0	2.0	6.9	8.2
Alcalinité	mg CaCO ₃ /L	44	68	93	102	80	108	563	563	SD	SD	SD	SD	116	133	479	490	82	166	300	324
Dureté	mg CaCO ₃ /L	32	46	46	44	61	54	34	20	SD	SD	SD	SD	37	29	1	4	52	52	64	70
Conductivité	µS	SD	SD	SD	SD	SD	SD	SD	SD	SD	SD	SD	SD	SD	SD	SD	SD	1747	1714	1816	1831
pH	-	7.7	7.7	8.4	8.5	7.5	7.6	8.8	8.8	7.8	8.0	8.7	8.7	7.9	8.4	8.3	8.2	8.2	8.7	8.4	8.4
Température	°C	14.5	16.0	19.5	19.7	14.7	16.0	18.0	19.0	15.0	16.5	18.6	19.2	15.0	16.5	18.0	19.0	14.2	16.6	17.9	18.4

SD : Sans Donnée

Annexe C - Résultats des analyses du suivi hebdomadaire suit au renouvellement du concentrat fait pendant la période (run) V

Jour	Phase	o-PO ₄	NO ₃ ⁻	NO ₂ ⁻	DCO	T	pH	Cond	P _{enlevé}		P _{relargué}	NO ₃ ⁻ enlevé		DCO _{assimilée}		P _{relargué} /DCO _{Assimilée}	Δconductivité	
		mg P/L	mg N/L	mg N/L	mg/L	°C		µS/cm	mg P/L	%	mg P/L	mg N/L	%	AN mg/L	OX/AX mg/L	P-mol/ C-mol	OX/AX	AN
1	Affluent	0.9	20.3	0.1	7	13.9	7.4	1293										
	Début OX/AX	7.7	19.4	0.1	11	13.9	7.5	1378										
	Fin OX/AX	2.6	13.9	0.0	9	16.4	8.1	1345										
	Début AN	0.3	0.5		324	14.3	7.7	620										
	Fin AN	4.3	0.1	0.0	279	15.2	8.8	673										
	Concentrat neuf	0.2	0.3		289	14.2	7.7	568										
2	Affluent	0.9	23.0	0.1	11	13.7	7.7	1248										
	Début OX/AX	8.1	21.7	0.1	14	13.9	7.8	1330										
	Fin OX/AX	2.1	15.2	0.1	11	16.4	8.2	1295										
	Début AN	11.8	0.3	0.0	308	15.8	8.3	844										
	Fin AN	17.9	0.0	0.0	276	16.6	8.3	865										
	Concentrat	12.0	0.0	0.1	272	16.0	8.3	800										
3	Affluent	1.1	22.7	0.1	21	13.6	7.8	2300										
	Début OX/AX	9.1	20.8	0.1	23	14.0	7.9	2360										
	Fin OX/AX	2.1	13.6	0.2	16	16.5	8.4	2330										
	Début AN	20.9	0.3	0.0	320	16.6	8.3	1025										
	Fin AN	27.5	0.0		280	17.2	8.3	1056										
	Concentrat	21.2	0.0		284	16.6	8.3	925										
4	Affluent	1.0	21.9	0.2	12	13.6	7.7	3180										
	Début OX/AX	9.3	20.9	0.2	14	13.7	8.0	3170										

Annexe D - Bilan du phosphore fait pour 7 jours pendant la période (run) V

P _{entré} (mg)		P _{sorti} (mg)				P _{accumulé} (mg)	
P _{affluent}	P _{ajouté}	P _{effluent} (A)	P _{concentrat} (B)	P _{paroi du réacteur} (C)	P _{tuyauterie} (D)	P _{précipité} (E)	P _{cell} (F)
(5)x(1)x(2)x(11)	(4)x(1)x(2)x(11)	(6)x(1)x(2)x(11)	(7)x(3)			(8)x(10)x(2)x(11)-(F)	(7)x(9)x(2)x(11)
4805	27027	9009	21303	580	86	2124	292
31832		2416					
Bilan = (P _{sorti} + P _{accumulé})/P _{entré} x 100							
Bilan = 105%							
P enlevé pendant 7 jours (mg P)		= (B)+(C)+(D)+(E)+(F) = 24385 mg P				100%	
P enlevé via Bio-P (mg P)		= (B)+(C)+(D)+(F) = 22261 mg P				91%	
P précipité (mg P)		= (E) = 2124				9%	

- (1) Cycles = 3.9 cycles/jour
- (2) Volume du réacteur=110L
- (3) Volume du bac de concentrat = 220 L
- (4) o-PO4 ajouté au début de la phase OX/AX = 9 mg P/L
- (5) Ptotal de l'affluent = 1.6 mg/L
- (6) Ptotal de l'effluent = 3 mg/L
- (7) Ptotal du concentrat après 6 jours = 83 mg/L
- (7) P besoins cellulaire = 2%MT
- (8) Taux d'accumulation de la matière total (MT)= 43.98 mg MT/L-jour
- (9) Taux croissance matière volatile totale (MVT)= 18.94 mg MVT/L-jour
- (10) Phosphore de la matière sèche= 71.3 mg P/g MT
- (11) Période du bilan = 7 jours

Annexe F - Bilan ionique fait pour un cycle pendant la période (run) V

Phase	Unités	Cations				Anions					
		Ca ²⁺	Mg ²⁺	K ⁺	Na ⁺	Cl ⁻	SO ₄ ²⁻	HCO ₃ ⁻	PO ₄ ³⁻	NO ₃ ⁻	NO ₂ ⁻
mg/mmol		40.1	24.3	39.1	23.0	35.5	96.1	61.0	95.0	62.0	46.0
Charge/ion		2.0	2.0	1.0	1.0	1.0	2.0	1.0	3.0	1.0	1.0
Affluent	Concentration (mg/l)	16.9	2.6	4.7	328.0	305.0	25.1	161.0	1.0	14.6	0.0
	meq charge/l	0.8	0.2	0.1	14.3	8.6	0.5	2.6	0.0	0.2	0.0
	Total charge/l	15.4				12.0					
Début OX/AX	Concentration (mg/l)	16.2	8.5	28.5	339.0	296.0	27.3	190.3	8.9	20.5	0.0
	meq charge/l	0.8	0.7	0.7	14.7	8.3	0.6	3.1	0.3	0.3	0.0
	Total charge/l	17.0				12.6					
Fin OX/AX	Concentration (mg/l)	15.3	6.5	25.3	341.5	291.0	27.9	224.5	2.8	12.5	0.2
	meq charge/l	0.8	0.5	0.6	14.9	8.2	0.6	3.7	0.1	0.2	0.0
	Total charge/l	16.8				12.8					
Début AN	Concentration (mg/l)	13.5	18.5	50.0	506.5	204.0	27.9	751.5	75.4	0.1	0.0
	meq charge/l	0.7	1.5	1.3	22.0	5.8	0.6	12.3	2.4	0.0	0.0
	Total charge/l	25.5				21.0					
Fin AN	Concentration (mg/l)	13.5	20.0	53.5	506.0	195.0	27.6	756.4	72.8	0.0	0.0
	meq charge/l	0.7	1.6	1.4	22.0	5.5	0.6	12.4	2.3	0.0	0.0
	Total charge/l	25.7				20.8					
Concentrat	Concentration (mg/l)	13.2	18.9	50.5	492.0	204.0	27.9	751.5	75.4	0.0	0.0
	meq charge/l	0.7	1.6	1.3	21.4	5.8	0.6	12.3	2.4	0.0	0.0
	Total charge/l	24.9				21.0					