

INFORMATION TO USERS

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

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

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

Oversize materials (e.g., maps, drawings, charts) are reproduced by sectioning the original, beginning at the upper left-hand corner and continuing from left to right in equal sections with small overlaps. Each original is also photographed in one exposure and is included in reduced form at the back of the book.

Photographs included in the original manuscript have been reproduced xerographically in this copy. Higher quality 6" x 9" black and white photographic prints are available for any photographs or illustrations appearing in this copy for an additional charge. Contact UMI directly to order.

UMI[®]

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

NOTE TO USERS

This reproduction is the best copy available.

UMI

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

**ENLÈVEMENT DU PHOSPHORE PAR
L'OXYSÉQUENCEUR^{MC}
D'ECO ÉQUIPEMENT FEP Inc.**

**JEAN-FRANÇOIS FERRY
DÉPARTEMENT DE GÉNIE CIVIL
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL**

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

octobre 1996

© Jean-François Ferry, 1996.



National Library
of Canada

Acquisitions and
Bibliographic Services

395 Wellington Street
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

Bibliothèque nationale
du Canada

Acquisitions et
services bibliographiques

395, rue Wellington
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

Your file Votre référence

Our file Notre référence

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

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

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

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

0-612-46649-3

Canada

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé:
ENLÈVEMENT DU PHOSPHORE PAR
L'OXYSÉQUENCEUR^{MC}
D'ECO ÉQUIPEMENT FEP Inc.

présenté par: **FERRY, Jean-François**

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

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

M. **BRIÈRE François**, M.E., président

M. **COMEAU Yves**, Ph.D., directeur de recherche

M. **LEFORT Martin**, M.Sc.A., membre

À tous ceux et celles qui m'ont encouragé

SOMMAIRE

La présente étude a pour but d'étudier certaines composantes du nouveau procédé OxySéquenceur^{MC} d'ECO-Equipement FEP Inc. L'OxySéquenceur^{MC} est un procédé destiné à traiter les eaux usées domestiques provenant de petites agglomérations (débit de 1 à 500 m³/d). Pour ce faire, l'OxySéquenceur^{MC} comprend une fosse septique modifiée, un réacteur biologique séquentiel, un bassin de relargage du phosphore et, finalement, une unité de sorption de phosphates sur l'alumine activée. Les composantes de l'OxySéquenceur^{MC} étudiées dans la présente recherche sont: (1) le relargage et le captage du phosphore lorsqu'une biomasse déphosphatante est alimentée par un surnageant de fosse septique, (2) l'enlèvement de phosphates par sorption sur l'alumine activée.

L'étude de la déphosphatation biologique a été effectuée avec deux biomasses. La première biomasse provenait de l'unité pilote de la fromagerie d'Agropur à Notre-Dame-du-Bon-Conseil (Québec) et la deuxième a été cultivée au laboratoire. Le surnageant de fosse septique provenait d'une fosse septique recevant des eaux usées domestiques d'un parc de maisons mobiles à St-Paul-d'Abbotsford (Québec). Le relargage et le captage du phosphore ont été étudiés dans le cadre de cinq essais. Après l'alimentation de la biomasse déphosphatante par le surnageant de fosse septique il y avait une période anaérobie de 3 heures suivie d'une période aérobie variant entre 4 heures et 3 jours.

Les essais de laboratoire ont montré que, dans certaines conditions, il était possible d'observer un relargage et un captage de phosphore significatifs, soit une déphosphatation biologique. Les conditions favorables à la déphosphatation biologique lors des essais ont été (1) une concentration d'acétate élevée (> 26 mg HAc/l) dans le surnageant de fosse septique et (2) une concentration de polyphosphates élevées dans la biomasse déphosphatante.

Les essais sur la sorption de phosphates sur l'alumine activée avaient pour but de déterminer la ou les façons de conditionner l'alumine activée à l'acide nitrique afin d'en augmenter la capacité de sorption. Les essais visaient aussi à vérifier l'effet sur la sorption d'une variation des conditions d'alimentation telles que la variation de la concentration initiale de phosphate, le pH, la concentration initiale en phosphate de l'affluent en maintenant une même masse de phosphore, la dureté calcique et la conductivité. Un affluent synthétique, fait à partir d'eau de robinet, a été utilisé à cette fin.

Il a été possible d'augmenter la capacité de sorption de l'alumine activée en la conditionnant à l'acide nitrique. L'efficacité du conditionnement dépend de la normalité de la solution de l'acide nitrique et du volume de cette solution utilisé, ainsi que de la cuisson à 103°C de l'alumine activée et de la solution d'acide nitrique. Toutefois la cuisson des deux produits a pour effet de réduire l'alumine activée à l'état de poudre. Mais on a noté que le simple rinçage de l'alumine activée à l'acide nitrique peut également augmenter sa capacité de sorption tout en préservant la taille de particule d'alumine activée.

Deux conditions d'alimentation ont été favorables à la sorption de phosphates sur l'alumine activée: une concentration initiale de phosphates faible et un pH entre 5 et 6. La variation de la concentration en phosphore de l'affluent en maintenant une même masse de phosphore n'a pas eu d'effet sur l'efficacité de sorption, la masse de phosphore sorbée sur l'alumine activée étant toujours constante en dépit de la concentration en phosphate. L'augmentation de la dureté calcique d'un affluent à faible pH a diminué l'efficacité de sorption. La variation de la conductivité n'a eu aucun effet sur l'efficacité de sorption de l'alumine activée.

À partir des résultats des essais de laboratoire sur la sorption de phosphates sur l'alumine activée et d'autres recherches citées dans la littérature, nous avons pu suggérer des critères de conception d'une unité de sorption pour l'OxySéquenceur^{MC}.

ABSTRACT

The aim of the present research was to study selected components of a new treatment process: the OxiSequencer™ from ECO Equipement FEP Inc. The OxiSequencer™ is a treatment process designed to treat domestic wastewater flows ranging from 1 to 500 m³/d. It will therefore be appropriate for use in small municipalities. The process consists of a septic tank, a sequencing batch reactor, a phosphate releasing tank, and finally a phosphate sorption unit using activated alumina as the sorption medium. The components of the OxiSequencer™ that will be investigated are; (1) the release and uptake of phosphorus when sludge feeding consists of a septic tank effluent and (2) phosphate removal by sorption on activated alumina.

The biological phosphorus removal component of the study was carried out using two sludges, namely one sludge from a pilot unit at the Agropur treatment plant (a cheese factory) in Notre-Dame-du-Bon-Conseil (Québec) and one laboratory sludge. The septic tank effluent was obtained from a septic tank located in St-Paul-d'Abbotsford (Québec) receiving only domestic sewage from a mobile home park. A septic tank feed at the beginning of a three hour anaerobic period after which followed a four hour to three day aerobic period was used for the five experiments carried out. The release and uptake of phosphorus were recorded.

It was found that biological phosphorus removal was possible under certain conditions and in varying efficiencies. Two major conditions had a positive influence on the bio-P removal

efficiency, namely; (1) a high acetate concentration in the septic tank effluent and (2) a high percentage of polyphosphate in the sludge.

The phosphate sorption had two aims; (1) to study the effects of conditioning the activated alumina with nitric acid and (2) to study the effects of various feeding conditions on the sorption capacity of the activated alumina, such as, the initial phosphate concentration, the pH, the dilution of the phosphate feed, and the conductivity. A synthetic wastewater solution from tap water was used for this part of the study.

The sorbing capacity of the activated alumina was increased substantially by the nitric acid conditioning. The normality and volume of acid, as well as the heating at a temperature of 103°C of the activated alumina with the acid had the greatest positive effects on the sorbing capacity. Heating of the activated alumina and the acid reduced the particle size of the activated alumina to a powder. Efforts were made to preserve the particle size of the activated alumina while still increasing the sorption capacity. It was found that simply rinsing the activated alumina with the nitric acid produced positive results.

Feeding conditions that demonstrated the greatest sorption capacities were; a low influent phosphate concentration and a pH between 5 and 6. Neither diluting the phosphate feed solution, nor the conductivity had any effect on the sorption capacity of the activated alumina. Increased hardness of the feed solution seemed to decrease the sorption capacity of the activated alumina.

Design criteria for a phosphate sorption unit using activated alumina were suggested based on experimental results, and literature data.

REMERCIEMENTS

Je tiens à remercier la compagnie ECO Equipement FEP Inc. de m'avoir soutenu tout au long de la recherche, et plus particulièrement Monsieur Martin Lefort de cette société, pour son aide, ses conseils et sa confiance. Je dois remercier le concepteur original de l'OxySéquenceur^{MD}, il s'agit de Monsieur Gaétan Desjardins, président d'ECO Equipement FEP Inc.

Je dois également remercier Monsieur Yves Comeau, mon directeur de recherche, pour sa patience et son grand dévouement.

Ma reconnaissance va aussi à Messieurs Denis Bouchard et Marcel Dugal, techniciens de laboratoire de la Section génie de l'environnement de l'École Polytechnique de Montréal, pour leur aide et leurs conseils.

Je dois également remercier Madame Dominique Chassé du service de pédagogie de l'École Polytechnique pour son aide et ses conseils; ils ont été grandement appréciés.

Finalement, je dois remercier mes amis et ma famille qui ont dû se montrer patients et compréhensifs lors des quelques sautes d'humeur qui ont ponctué la durée de mes travaux de recherche.

TABLE DES MATIERES

DÉDICACE.....	iv
SOMMAIRE.....	v
ABSTRACT.....	viii
REMERCIEMENTS.....	xi
TABLE DES MATIERES.....	xii
LISTE DES FIGURES.....	xvii
LISTE DES TABLEAUX.....	xxi
LISTE DES ANNEXES.....	xxv
LISTE DES NOTATIONS ET SYMBOLES.....	xxvi
 INTRODUCTION: PROBLÉMATIQUE.....	 1

CHAPITRE 1: REVUE DE LA LITTÉRATURE.....	6
1.1 PROCÉDÉS DE TRAITEMENT UTILISÉS PAR LES PETITES	
AGGLOMÉRATIONS.....	6
1.2 MÉCANISMES D'ENLÈVEMENT DU PHOSPHORE.....	14
1.2.1 MÉCANISMES BIOLOGIQUES.....	14
1.2.2 MÉCANISMES PHYSICO-CHIMIQUES.....	18
A. ADSORPTION.....	18
B. ÉCHANGE D'IONS.....	23
1.3 MÉCANISMES DE SORPTION	24
1.3.1 SORPTION DES PHOSPHATES SUR L'ALUMINE ACTIVÉE.....	24
1.3.2 SORPTION D'AUTRES IONS SUR L'ALUMINE ACTIVÉE.....	33
1.3.3 SORPTION DES PHOSPHATES SUR D'AUTRES MÉDIAS QUE	
L'ALUMINE ACTIVÉE.....	35
 CHAPITRE 2: L'OXYSÉQUENCEUR^{MC}: UN NOUVEAU PROCÉDÉ.....	 37
2.1 PROCÉDÉ PROPOSÉ ET SES COÛTS.....	37
2.2 HYPOTHÈSES.....	40
2.3 OBJECTIFS.....	42
 CHAPITRE 3: ENLÈVEMENT BIOLOGIQUE DU PHOSPHORE.....	 43
3.1 INTRODUCTION.....	43

3.2 MATÉRIEL ET MÉTHODES.....	44
3.2.1 MATÉRIEL.....	45
3.2.2 MÉTHODES.....	49
3.3 RÉSULTATS ET DISCUSSION	51
3.3.1 CARACTÉRISATION DU SURNAGEANT DE FOSSE SEPTIQUE..	51
3.3.2 CARACTÉRISATION DE LA BIOMASSE DÉPHOSPHATANTE....	53
3.3.3 RELARGAGE ET CAPTAGE DU PHOSPHORE.....	55
3.4 CONCLUSIONS.....	68
3.4.1 SURNAGEANT DE FOSSE SEPTIQUE.....	68
3.4.2 BIOMASSE DÉPHOSPHATANTE.....	69
3.4.3 RELARGAGE ET CAPTAGE DE PHOSPHORE.....	69
 CHAPITRE 4: SORPTION DES PHOSPHATES SUR	
L'ALUMINE ACTIVÉE.....	72
4.1 INTRODUCTION.....	72
4.2 MATÉRIEL ET MÉTHODES.....	74
4.2.1 MATÉRIEL.....	74
4.2.2 MÉTHODES.....	75
A. MÉTHODE GÉNÉRALE.....	75
B. CONDITIONNEMENT DE L'ALUMINE ACTIVÉE.....	75

C. ÉVALUATION DE LA VARIATION DES CONDITIONS	
D'ALIMENTATION.....	78
4.3 RÉSULTATS ET DISCUSSION.....	82
4.3.1 CONDITIONNEMENT DE L'ALUMINE ACTIVÉE.....	82
A. RINÇAGE À L'EAU DISTILLÉE.....	82
B. GRADE ET TAILLE.....	83
C. VOLUME D'ACIDE NITRIQUE ET SA NORMALITÉ.....	85
D. CUISSON DE L'ALUMINE ACTIVÉE AVEC L'ACIDE	
NITRIQUE.....	87
E. TEMPS DE CONTACT ET TEMPÉRATURE DU MÉLANGE...	88
F. RINÇAGE À L'ACIDE NITRIQUE.....	89
4.3.2 ISOTHERMES D'ADSORPTION ET RÔLE DES NITRATES.....	91
A. ISOTHERMES D'ADSORPTION.....	91
B. RÔLE DES NITRATES	94
4.3.3 VARIATION DES PARAMÈTRES D'ALIMENTATION.....	100
A. CONCENTRATION INITIALE DES PHOSPHATES.....	100
B. pH.....	101
C. CONCENTRATION INITIALE DE PHOSPHORE POUR UNE MÊME	
MASSE DE PHOSPHORE.....	102
D. DURETÉ CALCIQUE.....	104
E. CONDUCTIVITÉ.....	106

4.4 CONCLUSIONS.....	107
 CHAPITRE 5: DISCUSSION SUR L'ENSEMBLE DES ESSAIS.....	111
5.1 INTRODUCTION.....	111
5.2 DÉPHOSPHATATION BIOLOGIQUE ET L'OXYSÉQUENCEUR ^{MC}	111
5.3 SORPTION DES PHOSPHATES: INTÉGRATION D'UN SYSTÈME DE SORPTION DE PHOSPHATES PAR ALUMINE ACTIVÉE AU MOYEN DU PROCÉDÉ OXYSÉQUENCEUR ^{MC}	116
5.4 CONSIDÉRATIONS ÉCONOMIQUES.....	121
 CONCLUSIONS.....	125
 RECOMMANDATIONS.....	129
 BIBLIOGRAPHIE.....	131
 ANNEXES.....	138

LISTE DES FIGURES

FIGURE 1.1:	MÉTABOLISME DE LA BACTÉRIE DÉPHOSPHATANTE OU BACTÉRIE "G".....	17
FIGURE 1.2:	CONCENTRATION DES FORMES DE PHOSPHATES vs. LE pH.....	27
FIGURE 2.1:	L'OXYSÉQUENCEUR ^{MC}	38
FIGURE 3.1:	MONTAGE EXPÉRIMENTAL DES ESSAIS DE DÉPHOSPHATATION BIOLOGIQUE.....	46
FIGURE 3.2:	RÉSULTATS D'ESSAI No 1 SUR LE RELARGAGE ET LE CAPTAGE DE PHOSPHORE POUR DES VOLUMES CROISSANTS DE SURNAGEANT DE FOSSE SEPTIQUE (USINE PILOTE DE LA FROMAGERIE DE NOTRE-DAME-du- BON-CONSEIL).....	56
FIGURE 3.3:	RÉSULTATS D'ESSAI No 2 SUR LE RELARGAGE ET LE CAPTAGE DE PHOSPHORE POUR 20% v/v DE SURNAGEANT DE FOSSE SEPTIQUE (USINE PILOTE DE LA FROMAGERIE DE NOTRE-DAME-du-BON-CONSEIL).....	57

FIGURE 3.4:	RÉSULTATS D'ESSAI No 3 SUR LE RELARGAGE ET LE CAPTAGE DE PHOSPHORE POUR DES VOLUMES CROISSANTS DE SURNAGEANT DE FOSSE SEPTIQUE (BIOMASSE DE LABORATOIRE).....	58
FIGURE 3.5A:	RÉSULTATS D'ESSAI No 4 SUR L'EFFET DE LA SOURCE D'ACÉTATE - ACÉTATE À PARTIR DE SOLUTION STOCK VERSUS SURNAGEANT DE FOSSE SEPTIQUE (BIOMASSE DE LABORATOIRE).....	63
FIGURE 3.5B:	RÉSULTATS D'ESSAI No 5 SUR L'EFFET DE LA SOURCE D'ACÉTATE - ACÉTATE À PARTIR DE SOLUTION STOCK VERSUS SURNAGEANT DE FOSSE SEPTIQUE (BIOMASSE DE LABORATOIRE).....	64
FIGURE 4.1:	SCHÉMA DES ESSAIS SUR L'ÉTUDE DE L'EFFET DES CONDITIONNEMENTS ET DES VARIATIONS DES PARAMÈTRES D'ALIMENTATION SUR L'EFFICACITÉ DE SORPTION DE L'ALUMINE ACTIVÉE.....	73
FIGURE 4.2:	CAPACITÉ DE SORPTION POUR DIFFÉRENTES NORMALITÉS ET DIFFÉRENTS VOLUME D'ACIDE NITRIQUE.....	87

FIGURE 4.3:	CAPACITÉ DE SORPTION POUR DIFFÉRENTES NORMALITÉS D'ACIDE NITRIQUE ET DIFFÉRENTES TAILLES D'ALUMINE ACTIVÉE.....	90
FIGURE 4.4:	ISOTHERME DE BET POUR L'ADSORPTION DE PHOSPHATES SUR L'ALUMINE ACTIVÉE.....	91
FIGURE 4.5:	ISOTHERME DE LANGMUIR POUR L'ADSORPTION DE PHOSPHATES SUR L'ALUMINE ACTIVÉE.....	92
FIGURE 4.6:	ISOTHERME DE FREUNDLICH POUR L'ADSORPTION DE PHOSPHATES SUR L'ALUMINE ACTIVÉE.....	92
FIGURE 4.7A:	CONCENTRATION DE NITRATES RELÂCHÉS PAR RAPPORT À LA CONCENTRATION DE PHOSPHATES SORBÉS POUR UNE CONCENTRATION INITIALE D'AA DE 250 mg/l....	95
FIGURE 4.7B:	CONCENTRATION DE NITRATES RELÂCHÉS PAR RAPPORT À LA CONCENTRATION DE PHOSPHATES SORBÉS POUR UNE CONCENTRATION INITIALE D'AA DE 1000 mg/l...	95
FIGURE 4.7C:	CONCENTRATION DE NITRATES RELÂCHÉS PAR RAPPORT À LA CONCENTRATION DE PHOSPHATES SORBÉS POUR UNE CONCENTRATION INITIALE D'AA DE 2000 mg/l...	96
FIGURE 4.8:	VARIATION DE LA CONCENTRATION INITIALE DE PHOSPHATE SUR LA CAPACITÉ DE SORPTION.....	100
FIGURE 4.9:	VARIATION DU pH SUR LA CAPACITÉ DE SORPTION..	101

FIGURE 4.10:	EFFET DE LA VARIATION DE LA CONCENTRATION INITIALE DE PHOSPHORE POUR UNE MÊME MASSE DE PHOSPHORE.....	103
FIGURE 4.11:	VARIATION DE LA DURETÉ CALCIQUE SUR LA CAPACITÉ DE SORPTION.....	105
FIGURE 4.12:	VARIATION DE LA CONDUCTIVITÉ SUR LA CAPACITÉ DE SORPTION.....	106
FIGURE 5.1:	SCHÉMAS DES PROCÉDÉS PROPOSÉS.....	115

LISTE DES TABLEAUX

TABLEAU 1.1:	RÉSUMÉ DES PLAGES DE DÉBITS DES PROCÉDÉS UTILISÉS PAR LES PETITES AGGLOMÉRATIONS AU QUÉBEC....	11
TABLEAU 1.2:	RÉSUMÉ DES COÛTS APPROXIMATIFS DE CONSTRUCTION ET D'OPÉRATION DES PROCÉDÉS UTILISÉS PAR LES PETITES AGGLOMÉRATIONS.....	13
TABLEAU 1.3:	RÉSUMÉ DES ÉTUDES EFFECTUÉES SUR L'ALUMINE ACTIVÉE.....	25
TABLEAU 1.4:	RÉSUMÉ DES PARAMÈTRES DE DESIGN POUR DES UNITÉS PILOTES ET DES USINES UTILISANT DE L'ALUMINE ACTIVÉE.....	34
TABLEAU 1.5:	TABLEAU COMPARATIF DES CAPACITÉS DE SORPTION DES MÉDIAS AUTRES QUE L'ALUMINE ACTIVÉE.....	36
TABLEAU 2.1:	COMPOSANTES DE L'OXYSÉQUENCEUR^{MC} ET LEURS FONCTIONS.....	40
TABLEAU 3.1:	MATÉRIEL ET MÉTHODES.....	44
TABLEAU 3.2:	ALIMENTATION ET CARACTÉRISTIQUES DE LA BIOMASSE ORIGINALE DE LABORATOIRE: CYCLOGOLOGIE.....	48

TABLEAU 3.3:	RÉSUMÉ DES ESSAIS DE DÉPHOSPHATATION	
	BIOLOGIQUE.....	49
TABLEAU 3.4:	CARACTÉRISTIQUES DU SURNAGEANT DE LA FOSSE	
	SEPTIQUE.....	52
TABLEAU 3.5:	CARACTÉRISTIQUES DE LA BIOMASSE DE	
	LABORATOIRE.....	54
TABLEAU 3.6:	P RELARGUÉ/HAc CONSOMMÉ (en mg/mg	
	et mol/mol) POUR L'ESSAI No 3.....	60
TABLEAU 3.7:	P RELARGUÉ/HAc CONSOMMÉ (en mg/mg	
	et mol/mol) POUR LES ESSAIS Nos 4 ET 5.....	65
TABLEAU 4.1:	PROPRIÉTÉS PHYSIQUES DE L'ALUMINE ACTIVÉE	
	DE GRADE 200, 300 ET 400 D'ALCAN CHEMICALS.....	74
TABLEAU 4.2:	PROPRIÉTÉS PHYSIQUES DE L'EAU DE ROBINET.....	75
TABLEAU 4.3:	PROPRIÉTÉS PHYSIQUES DE L'EAU DISTILLÉE.....	75
TABLEAU 4.4:	SYNTHÈSE DES ESSAIS EN CUVÉE.....	80
TABLEAU 4.5:	CONCENTRATIONS ET VOLUMES DES SOLUTIONS	
	PHOSPHATÉS UTILISÉES AFIN DE DÉTERMINER LES	
	EFFETS DE LA CONCENTRATION INITIALE DE	
	PHOSPHORE SUR LA SORPTION.....	81
TABLEAU 4.6:	CAPACITÉS DE SORPTION POUR DES ÉCHANTILLONS	

	PRÉALABLEMENT RINCÉS OU PAS RINCÉS.....	83
TABLEAU 4.7:	CAPACITÉS DE SORPTION POUR DES ALUMINES ACTIVÉES DE GRADE ET TAILLE VARIÉS.....	84
TABLEAU 4.8:	CAPACITÉS DE SORPTION POUR DIFFÉRENTES NORMALITÉS D'ACIDE NITRIQUE ET DIFFÉRENTS VOLUMES D'ACIDE NITRIQUE PAR MASSE D'ALUMINE ACTIVÉE.....	86
TABLEAU 4.9:	EFFET DE LA CUISSON SUR LA CAPACITÉ DE SORPTION.....	88
TABLEAU 4.10:	EFFET DU TEMPS DE CONTACT ET DE LA TEMPÉRATURE DU MÉLANGE.....	89
TABLEAU 4.11a:	RAPPORT ENTRE LE RELARGAGE DE NITRATES ET LA SORPTION DE PHOSPHATES POUR UNE CONCENTRATION INITIALE D'ALUMINE ACTIVÉE DE 250 mg/l.....	98
TABLEAU 4.11b:	RAPPORT ENTRE LE RELARGAGE DE NITRATES ET LA SORPTION DE PHOSPHATES POUR UNE CONCENTRATION INITIALE D'ALUMINE ACTIVÉE DE 1000 mg/l).....	98
TABLEAU 4.11c:	RAPPORT ENTRE LE RELARGAGE DE NITRATES ET LA SORPTION DE PHOSPHATES POUR UNE CONCENTRATION INITIALE D'ALUMINE ACTIVÉE DE 2000 mg/l).....	98

TABLEAU 5.1:	CRITÈRES DE CONCEPTION DE L'UNITÉ DE SORPTION DE L'OXYSÉQUENCEUR^{MC}.....	117
TABLEAU 5.2:	COÛTS ASSOCIÉS AU CONDITIONNEMENT DE L'ALUMINE ACTIVÉE.....	123
TABLEAU 5.3:	VOLUME DE PURGE, MASSES DE PHOSPHORE CONTENUES DANS CES VOLUMES DE PURGE ET MASSES D'ALUMINE ACTIVÉE REQUISES AFIN DE SORBER CES MASSES DE PHOSPHORE.....	124

LISTE DES ANNEXES**ANNEXE A: RÉSULTATS BRUTS DES ESSAIS DE DÉPHOSPHATATION****BIOLOGIQUE.....139****ANNEXE B: RÉSULTATS BRUTS DES ESSAIS DE SORPTION DE PHOSPHATES****SUR L'ALUMINE ACTIVÉE.....150****ANNEXE C: TAILLE DE PARTICULES VS. GROSSEUR DU TAMIS (U.S.)....164**

LISTE DES NOTATIONS ET SYMBOLES

NOTATION OU SYMBOLE	DESCRIPTION
AA	Alumine activée
AGV	Acide gras volatil (tels qu'acétate, propionate, etc.)
Al ₂ O ₃	Alumine
BET	Isotherme d'adsorption de Brunauer-Emmet-Teller
BR	Bassin de relargage du phosphore
DBO	Demande biochimique en oxygène
cap	Capacité de sorption (exprimée en mg P/g AA)
DCO sol	Demande chimique en oxygène soluble
DCO _T	Demande chimique en oxygène total
DN	Dénitrification
surFS	Surnageant de fosse septique
HAc	Acétate
HProp	Propionate
MES	Matières en suspension
mol	Mole
MVES	Matières volatile en suspension
N	Normalité
No.	Numéro de l'essai de sorption de l'alumine activée (voir annexe)

NOTATION OU SYMBOLE DESCRIPTION

n.a.	Non applicable
n.d.	Donnée non disponible
NH ₄	Azote ammoniacal
NO ₂ -NO ₃	Nitrite - nitrate
OP	Orthophosphate
Ortho-P	Orthophosphate
P	Phosphore
P _T	Phosphore total
PHA	Poly-β-hydroalcanoate (réserve interne de gras cellulaire)
r ²	Coefficient de corrélation
RBS	Réacteur biologique séquentiel
rpm	Rotation par minute
SPP	Sousnageant du bassin de relargage du phosphore pauvre en phosphore
SRP	Surnageant du bassin de relargage du phosphore riche en phosphore
US	Unité de sorption
v/v	Quantité exprimée en volume par volume total

NOTATION OU SYMBOLE	DESCRIPTION
---------------------	-------------

%Poly	Pourcentage de polyphosphates dans une biomasse (exprimé en %P/MES ou %P/MVES)
σ (sigma)	$1000 * [P]_i / [Al_2O_3]_i$

INTRODUCTION

PROBLÉMATIQUE

L'importance accordée à la protection de l'environnement s'est accrue considérablement lors des dernières décennies. Conséquemment, la plupart des gouvernements se sont dotés de programmes environnementaux. Au Québec, le Programme d'assainissement des eaux (PEAQ) a vu le jour au début des années 1980 (Beaumont et al., 1995). Le 1^{er} janvier 1994, pas moins de 336 stations d'épuration étaient en opération au Québec. La capacité de traitement de ces installations était de 4 908 000 m³/d (Beaumont et al., 1995). Généralement, les agglomérations les plus importantes ont été desservies les premières puisqu'elles représentaient, par leur population, les plus grandes sources de pollution.

Certaines particularités des petites installations font en sorte que les méthodes conventionnelles de traitement des eaux usées n'y sont pas bien adaptées. De plus, des contraintes budgétaires limitent les possibilités de traitement pour ce type d'installations. Afin de remédier à ces difficultés, les petites agglomérations, ainsi que les résidences isolées, ont souvent recours à des traitements sur place. Généralement, un traitement sur place pour les résidences isolées consiste en une fosse septique en amont d'un champ d'épuration: il s'agit là d'installation septique conventionnelle. Cependant, l'efficacité d'enlèvement des nutriments, tels que l'azote et le phosphore, est faible avec ce type d'installation.

Plusieurs études ont montré l'importance du rôle de l'azote et du phosphore dans le phénomène d'eutrophisation des plans d'eau (Comeau, 1990a; U.S.EPA, 1976). De faibles concentrations peuvent suffire à créer des problèmes de fleur d'eau, phénomène mieux connu sous le nom de "algal bloom".

Il existe présentement un choix quant à la méthode à retenir pour enlever le phosphore d'un affluent. La déphosphatation chimique ainsi que la déphosphatation biologique sont actuellement les plus répandues au Québec (Gehr et al., 1995). Une déphosphatation peut également se faire par adsorption sur un média comme c'est le cas pour le sol lorsqu'un champ d'épuration sert d'élément épurateur. Cependant, le sol est généralement très peu efficace pour éliminer le phosphore, soit par déphosphatation biologique ou par sorption sur des particules de sol.

Les installations septiques comprenant une fosse septique ou un bassin anaérobie en amont d'un élément épurateur composé du sol avoisinant sont de beaucoup les plus répandues. Quelques études ont été faites afin de mieux comprendre les mécanismes de traitement des deux composantes des installations septiques (Baumann et al., 1977, Lampron et al., 1993, Philips et al., 1993). Malgré les travaux de recherche, le fonctionnement de l'élément épurateur demeure nébuleux à certains égards. L'utilisation des élément épurateurs pose certaines difficultés, dont voici les principales:

a. Alimentation de l'élément épurateur. Il est préférable que les eaux à traiter soient réparties sur toute la surface de l'élément épurateur et que l'alimentation se fasse en cuvette. Il demeure que l'alimentation sur toute la surface de l'élément épurateur est souvent difficile et que des problèmes de colmatage peuvent survenir. L'utilisation de pompes et de grillages peuvent diminuer ce type de problème, cependant l'ajout d'éléments mécaniques à l'installation peut exiger de l'entretien.

b. Remontée de la nappe d'eau sous l'élément épurateur. La biomasse de l'élément épurateur nécessite des conditions aérobies, soit un contact avec l'air. La variation de la hauteur de la nappe d'eau peut empêcher le maintien des conditions aérobies.

c. Capacité d'épuration de l'élément épurateur. La biomasse qui recouvre certaines particules de sol détermine la qualité du traitement des eaux qui y sont envoyées. Des facteurs physico-chimiques et biologiques (alimentation uniforme, vitesse de percolation, type de sol, topographie, etc.) influencent grandement le rendement de l'épuration de la matière organique, ainsi que de l'azote et du phosphore.

d. Performances. Le rendement de l'enlèvement de la DBO peut être très élevé, tandis que l'enlèvement des nutriments tels que l'azote et le phosphore peut être très faible, voire nul.

Le procédé proposé par ECO Equipement FEP Inc. mise sur les avantages des installations septiques tout en offrant des alternatives pour les composantes les plus faible de ce type d'installations.

La compagnie ECO Equipement FEP Inc. vise à proposer une technologie adaptée aux besoins des petites agglomérations en présentant une solution de rechange pour le champ d'épuration si le sol avoisinant ne peut être utilisé comme élément épurateur. Le système appelé Oxyséquenceur^{MC} combine une fosse septique modifiée, un réacteur biologique séquentiel (RBS), un bassin de relargage de phosphore et une unité de sorption du phosphore sur de l'alumine activée.

Le but de l'expérience est donc d'acquérir les connaissances requises pour l'élaboration d'une technologie pouvant assurer la déphosphatation par l'OxySéquenceur^{MC}. La déphosphatation comprendra deux parties. Dans un premier temps, il s'agira de la déphosphatation biologique dans le RBS. Ensuite, le phosphore devra être relargué de la purge du RBS pour ensuite être sorbé sur l'alumine activée.

Le présent mémoire comprend cinq chapitres;

- (1) une revue de littérature sur les procédés existants, ainsi que sur les mécanismes d'enlèvement du phosphore associés à ces procédés;

- (2) la présentation du procédé OxySéquenceur^{MC} d'ECO Equipement FEP Inc.;
- (3) les résultats des essais de déphosphatation biologique;
- (4) les résultats des essais de déphosphatation par sorption;
- (5) une discussion de l'ensemble des essais.

CHAPITRE 1

REVUE DE LA LITTÉRATURE

La présente revue de littérature est un survol des types de procédés de traitement adaptés aux petites agglomérations, ainsi que des mécanismes de déphosphatation associés à ces procédés. On distingue deux types de déphosphatation: la déphosphatation biologique et la déphosphatation physico-chimique (par précipitation ou adsorption).

1.1 PROCÉDÉS DE TRAITEMENT UTILISÉS PAR LES PETITES AGGLOMÉRATIONS

Les procédés de traitement des eaux usées utilisés par les petites communautés peuvent être divisés en deux catégories: les traitements individuels et les traitements en aval des réseaux de collecte des eaux usées. Les procédés de traitement sur place sont utilisés lorsqu'une faible densité de population ne justifie pas les coûts de construction d'un système de collecte des eaux usées. Typiquement, les traitements sur place des eaux usées desservent des résidences isolées ou une agglomération de quelques résidences rapprochées. Des traitements adaptés aux petites agglomérations desservent les communautés où une densité de population plus élevée justifie la construction d'un système de collecte des eaux usées.

Certains procédés de traitement adaptés aux résidences isolées conviennent également aux petites communautés. Plusieurs facteurs peuvent influencer le choix du procédé: la charge organique, la charge hydraulique, le climat, la géographie, la topographie, ainsi que le budget dont on dispose.

Parmi les procédés de traitement des eaux usées adaptés aux petites communautés et aux résidences isolées on retrouve: les boues activées, les filtres percolateurs, les disques biologiques, les réacteurs biologiques séquentiels, les étangs et lagunes, les filtres à sable et à divers autres milieux filtrants, les fosses septiques, les champs d'épuration ainsi que les marais artificiels. Des combinaisons de ces procédés peuvent également servir de traitement.

Nous évaluerons les procédés adaptés aux résidences isolées et aux petites communautés en ce qui a trait à la déphosphatation, puisque notre recherche sur l'OxySéquenceur^{MC} porte surtout sur l'enlèvement de ce nutriment. De plus, afin de situer l'OxySéquenceur^{MC} parmi les procédés existants, une attention particulière sera portée sur les plages de débits usuellement rencontrées par les procédés et les coûts de construction et d'opération qui leurs sont associés.

En 1974, plus de 3 000 usines de boues activées avec des débits de conception de moins de 1 MG(US)d (3 800 m³/d) desservaient 6,5 millions d'Américains (U.S.EPA, 1977). Au Québec, on compte également un bon nombre d'usine de boues activée de petites et moyennes tailles. Selon le répertoire de l'AQTE (1995), les débits traités par ces usines varient de 1 000 m³/d à

au-delà de 3 000 000 m³/d. D'importantes variations de charges hydraulique et organique peuvent survenir lorsque les populations desservies ne sont pas importantes. Ces variations des conditions d'alimentation de l'usine peuvent diminuer l'efficacité ou la fiabilité du traitement. Par ailleurs, le débit de conception visé pour l'OxySéquenceur^{MC} d'ECO Equipement FEP Inc. est 5 à 500 m³/d. Les deux procédés de traitement ne seraient donc pas en compétition.

Les disques biologiques, ainsi que les filtres percolateurs, sont des procédés de traitement à film fixe. Les films soutiennent les microorganismes responsables du traitement des eaux usées. Ces procédés présentent les avantages suivants: peu de difficulté à se remettre de chocs organique ou hydraulique, peu de supervision nécessaire et de faibles coûts de construction et d'opération (U.S.EPA, 1977). Cependant, ces procédés n'intègrent pas de méthode spécifique à l'enlèvement du phosphore. On compte une dizaine de municipalités au Québec qui traitent leurs eaux usées par la méthode de disques biologiques. Les débits traités se trouvent habituellement sous 1 000 m³/d (AQTE, 1995).

Les réacteurs biologiques séquentiels (RBS) présentent une solution de remplacement à l'usine de boues activées conventionnelle. Une séquence de conditions, dont un remplissage, divers mélanges avec ou sans aération et des purges de boues suivies de sédimentation donnent une grande flexibilité aux RBS. Il est également possible d'y inclure une séquence d'opérations permettant la déphosphatation biologique. Toutefois, selon une publication du U.S.EPA (1992), les RBS conçus pour la déphosphatation requièrent la présence d'un opérateur qualifié. Au

Québec, la plupart des RBS qui traitent les eaux usées municipales se trouvent dans la région de la Beauce; on traite ainsi des débits de l'ordre de 20 000 m³/d (AQTE, 1995).

Les étangs et les lagunes comptent parmi les procédés les plus fréquemment utilisés afin de traiter les eaux usées des petites communautés lorsque l'espace est suffisant (U.S.EPA, 1992; AQTE, 1995). Toutefois, des règlements sévères ont fait en sorte que des traitements en amont des étangs, tels que des filtres à sable, s'avèrent nécessaires. De plus, l'enlèvement du phosphore par ce procédé n'est pas garanti. Selon le répertoire de l'AQTE (1995), les débits traités varient de 250 m³/d à 20 000 m³/d.

La fosse septique est le système de traitement d'eau usée le plus utilisé pour les résidences isolées. On compte également un bon nombre de fosses septiques dites communautaires dans la région des Laurentides au Québec (AQTE, 1995). Les débits traités par ces fosses communes varient de 25 m³/d à 150 m³/d. Un traitement subséquent à la fosse septique, par un élément épurateur est exigé par la réglementation québécoise (Meunier, 1994). Aucun enlèvement significatif du phosphore ne se produit dans la fosse septique. Le phosphore devra donc être éliminé par le ou les traitements subséquents.

Les filtres à sable se trouvent généralement en aval des étangs ou des fosses septiques. Ils servent à augmenter l'efficacité du traitement en matière de MES et de DBO₅. L'enlèvement du phosphore par les filtres à sable est très faible. Les débits amenés à ces filtres dépendent des

traitements précédents, ils peuvent être aussi élevés que 400 m³/d. D'autres types de milieux filtrants, comme la tourbe, sont également utilisés. Premier Tech Inc., une société québécoise, commercialise actuellement le procédé ECOFLO^{MC} qui a recours à un filtre contenant de la tourbe. Notons toutefois que l'efficacité d'enlèvement du phosphore par la tourbe est très faible.

Les champs d'épuration peuvent également être placés en aval de fosses septiques. Certains sols sont bien adaptés pour épurer les effluents de fosse septique; une déphosphatation allant jusqu'à 95 % est possible. Cependant, la topographie, le type de sol, le climat et l'espace disponible peuvent empêcher l'utilisation de ce type de traitement (U.S.EPA, 1992). Le colmatage du sol peut également rendre un sol déjà propice à ce type de traitement inutilisable.

Les procédés de traitement des eaux usées à l'aide de plantes de marais artificiels sont de plus en plus utilisés dans les petites agglomérations de divers pays (Villeneuve, 1992). Il existe plusieurs types de marais artificiels classés selon l'écoulement. Certains écoulements sont mieux adaptés à l'enlèvement du phosphore. Jusqu'à 87 % de phosphore a pu être enlevé par des marais à écoulement horizontal.

En somme, la déphosphatation est possible par certains des procédés existants, parmi lesquels les RBS, certains traitements par le sol et certains types de marais artificiels. Par ailleurs, selon la littérature, il est nécessaire d'avoir un opérateur qualifié si l'on veut avoir une déphosphatation biologique avec les RBS. De plus, l'efficacité du traitement par le sol dépend de plusieurs

facteurs et peut diminuer avec le temps. Enfin, l'utilisation de marais artificiels nécessite de grands espaces.

En terme de débits, l'OxySéquenceur^{MC} se trouve en compétition avec les procédé suivants: les étangs, les disques biologiques, les fosses septiques communautaires et leurs traitements subséquents tels les filtres à sable et les champs d'épuration, et les marais artificiels. On trouve au tableau 1.1 un résumé des plages de débits des procédés mentionnés ainsi que leurs capacités d'éliminer le phosphore.

Tableau 1.1: Résumé des plages de débits des procédés utilisés par les petites agglomérations au Québec (AQTE, 1995)

Procédé	Plage de débit (m ³ /d) rencontrée au Québec	Possibilité d'obtenir < 1 mg P/l sans coagulant	En compétition avec l'OxySéquenceur ^{MC} ?
OxySéquenceur ^{MC}	5 à 500	oui	-
Boues activées	> 2 000	oui	non (débit trop élevé)
Biodisques (disques biologiques et filtres percolateurs)	< 1 000	non	partiel (pas dans la mesure où la déphosphatation est requise)
RBS	≈ 20 000	oui	partiel (pour des RBS de moindre taille)
Étangs	250 à 20 000	non	partiel
Fosses septiques communautaires	25 à 150	non	partiel
Filtres à sables	25 à 400	non	partiel
Champs d'épuration	25 à 400	oui	partiel
Marais artificiels	n.d.	oui	oui

Le tableau 1.1 présente les procédés qui sont susceptibles d'être en compétition avec l'OxySéquenceur^{MC}. Il s'agit des étangs, des biodisques, des fosses septiques communautaires suivies de filtres à sable ou de champs d'épuration et des marais artificiels. Puisque la composante principale de l'OxySéquenceur^{MC} est un RBS nous croyons que ces deux procédés ne peuvent être véritablement en compétition. De plus, par le fait que le coeur de l'OxySéquenceur^{MC} consiste en un RBS, nous considérons que les coûts de celui-ci s'apparentent aux coûts de l'OxySéquenceur^{MC}.

Au-delà des coûts, l'OxySéquenceur^{MC} compte les avantages suivants: l'utilisation prévue d'un panneau de contrôle réduira les interventions d'un opérateur qualifié et l'espace que doit occuper l'OxySéquenceur^{MC} est moindre que l'espace nécessaire pour un traitement par le sol (champs d'épuration), par des lagunes ou par des marais artificiels.

Le tableau 1.2 présente une évaluation des coûts de construction et d'opération associés aux procédés qui seraient en compétition avec l'OxySéquenceur^{MC}. Bien que les coûts que l'on retrouve dans ce tableau soient approximatifs, ils peuvent servir à mettre en perspective les coûts des différents procédés par rapport aux coûts associés à l'OxySéquenceur^{MC} qui sont représentés dans ce tableau par les coûts d'un RBS.

Tableau 1.2: Résumé des coûts approximatifs de construction et d'opération des procédés utilisés par les petites agglomérations

Procédé et référence	Coûts (\$)				
	Capacité (m ³ /d)	Coûts de construction (millier de \$)	Coûts d'opération/an (millier de \$)	Coûts par débit (\$/m ³ /d)	
				construct.	opération
Fosses septiques communes ⁽¹⁾	11	48	3,0	4360	0,30
	70	188	16,5	2700	0,20
RBS ⁽²⁾ (OxySéquenceur ⁽³⁾)	38	76	-	2000	-
	280	165	-	600	-
Étangs ⁽⁴⁾	40	47 à 71	4,3 à 6,5	1800	165
	380	118 à 353	17,2 à 25,8	1000	70
Filtres à sable ⁽⁵⁾	40	42	3,5	1000	90
	380	450	12,5	1200	30
Marais artificiels ⁽⁶⁾	-	-	-	150 à 625	0,03 à 0,15
Bio-disques ⁽⁷⁾	380	100	-	300	-
Champs d'épuration ⁽⁸⁾	380	80	8	210	21

⁽¹⁾ Référence: PurFlo Inc., Communication Personnelle (1996) Ces coûts incluent la gestion des boues, l'équipement de désinfection et l'entretien général.

⁽²⁾ Référence: U.S.EPA (1992) Ces coûts incluent l'équipement d'aération, les pompes, la tuyauterie et le panneau de contrôle. Ces coûts n'incluent pas la désinfection, le terrain et les coûts légaux.

⁽³⁾ Référence: U.S.EPA (1992) Ces coûts incluent: l'excavation, l'équipement d'aération, les pompes, la tuyauterie et l'équipement de désinfection. Ces coûts n'incluent pas: l'ingénierie, le terrain, les coûts légaux.

⁽⁴⁾ Référence: U.S.EPA (1992) Ces coûts incluent: le béton, le sable, le système de distribution, les pompes. Ces coûts n'incluent pas: le terrain, l'ingénierie, les coûts légaux, le prétraitement et la désinfection.

⁽⁵⁾ Référence: U.S.EPA (1992) Ces coûts incluent: le lit filtrant, la tuyauterie et les pompes. Ces coûts n'incluent pas: le prétraitement, la désinfection, l'ingénierie et les coûts légaux.

⁽⁶⁾ Référence: U.S.EPA (1992) Ces coûts incluent uniquement les coûts de construction. Ces coûts n'incluent pas: l'ingénierie, les pompes, les décanteurs, les coûts légaux.

⁽⁷⁾ Référence: U.S. EPA (1992) Ces n'incluent pas l'équipement de prétraitement et les équipement de storage.

1.2 MÉCANISMES D'ENLÈVEMENT DU PHOSPHORE

L'enlèvement du phosphore dans les eaux usées peut se réaliser de plusieurs façons. Les deux moyens les plus répandus au Québec sont, comme on l'a indiqué plus tôt, la déphosphatation biologique et la déphosphatation chimique par ajout de cation tels que le fer, l'aluminium ou le calcium (Gehr et al., 1995).

Dans le cas des installations de traitement des eaux usées issues de résidences isolées ou même d'installations de traitement pour petites agglomérations, l'enlèvement du phosphore n'est pas toujours très efficace. À titre d'exemple, dans les installations septiques conventionnelles c'est le sol qui est censé éliminer le phosphore des eaux qui y sont envoyées. Or, dans la section de la revue de littérature consacré à l'enlèvement du phosphore par sorption, on verra que le sol est généralement incapable de garantir un enlèvement de phosphore adéquat.

1.2.1 MÉCANISMES BIOLOGIQUES

La déphosphatation biologique vise à enlever le phosphore des eaux usées sans avoir recours à l'ajout de produits chimiques. Les avantages de la déphosphatation biologique par rapport à la déphosphatation chimique sont (Bélanger et Comeau, 1994):

- a. production plus faible de boues;
- b. diminution des coûts reliés à la coagulation et à l'élimination des boues;
- c. diminution des besoins en aération.

La déphosphatation biologique s'effectue en accumulant le phosphore sous forme de polyphosphate à l'intérieur de la cellule bactérienne au-delà des besoins métaboliques de croissance de la bactérie (Comeau et al., 1986). Pour obtenir une accumulation de polyphosphate, trois conditions s'imposent:

- a. zone anaérobie en amont d'une zone aérobie;
- b. minimisation des nitrates et de l'oxygène en zone anaérobie;
- c. maximisation de la production d'acides gras volatils (AGV) ou l'ajout d'AGV dans la zone anaérobie.

La zone anaérobie en amont de la zone aérobie à deux fonctions principales: la transformation par acidogénèse de la matière organique en AGV et l'accumulation des poly- β -hydroalcanoates (PHA) par les microorganismes responsables de la déphosphatation biologique. Les PHA sont des réserves internes de gras. L'utilisation de ces réserves de gras en condition aérobie en absence de substrat permet de stocker des polyphosphates.

La présence de nitrate et d'oxygène en condition anaérobie nuit à l'efficacité de la déphosphatation biologique. Ces deux accepteurs d'électrons permettent à la biomasse hétérotrophe de consommer les AGV destinés aux bactéries déphosphatantes.

Actuellement, deux modèles peuvent décrire les mécanismes de la déphosphatation biologique: celui de Comeau et al. (1986) - Wentzel et al. (1986) et celui de Mino et al. (1987) - Smolders et al. (1994). La différence entre les deux modèles réside dans l'origine de la réduction équivalente nécessaire à la production de PHA à partir de l'acétate (Smolders et al., 1994). Le modèle de Smolders-Mino considère une participation de bactéries pouvant accumuler le glycogène: les bactéries "G". On ne précise pas si les bactéries "G" sont du même type que les bactéries déphosphatantes ou si elles en constituent un type distinct. Toutefois, l'importance accordée à leur participation aux mécanismes de déphosphatation biologique semble croître depuis quelques années.

Le modèle de Comeau-Wentzel est basé sur l'hypothèse que le NADH est obtenu par le cycle de Krebs lors de l'oxydation d'une partie de l'acétate par le cycle d'acide tricarboxylique en condition anaérobie (voir figure 1.1). Le modèle de Mino-Smolders considère, pour sa part, l'hypothèse suivante: le glycogène accumulé à l'intérieur de la cellule est dégradé selon le voie d'Embden-Meyerhoff, d'où la production de NADH.

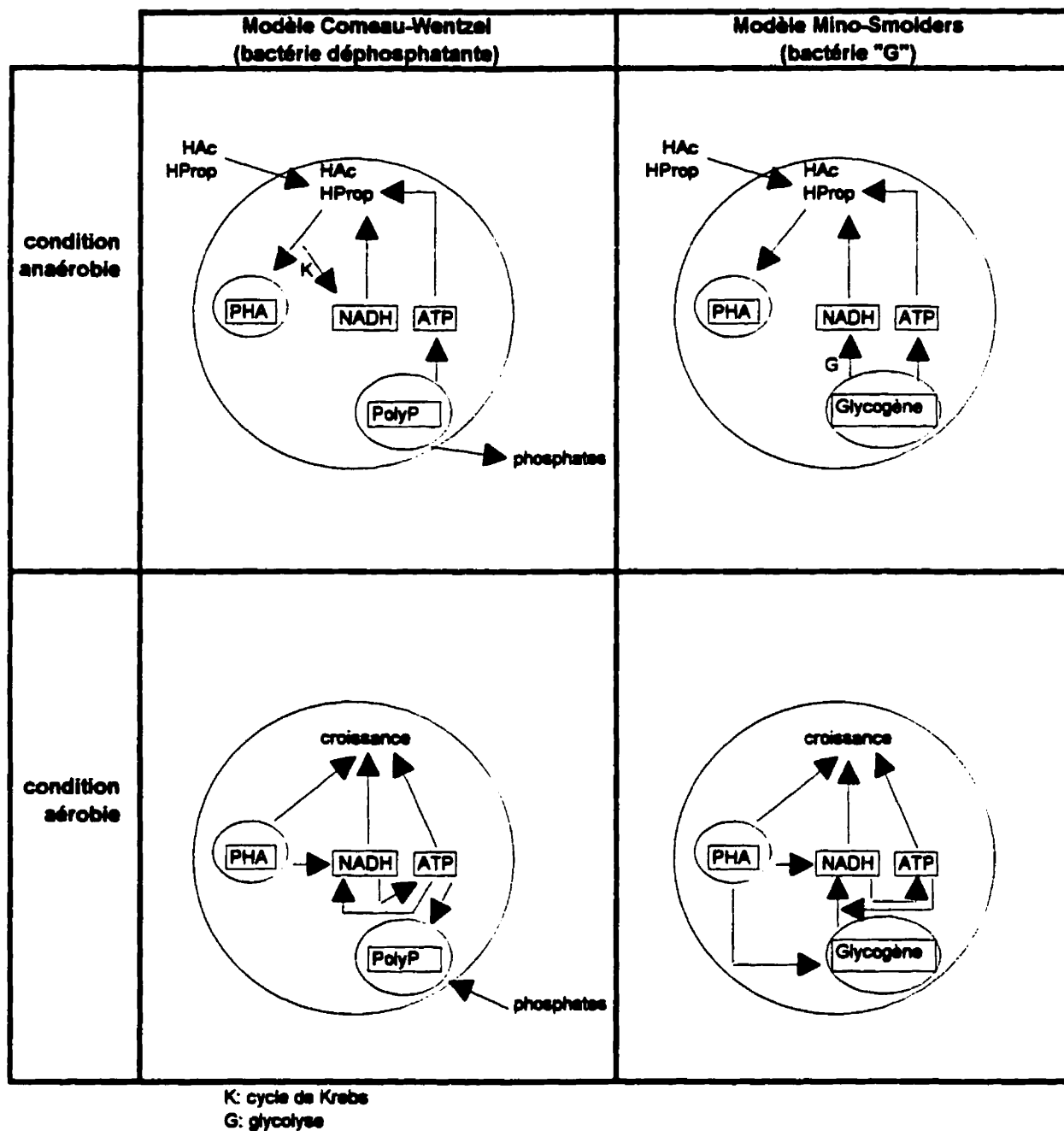


Figure 1.1: Métabolisme la de bactérie déphosphatante ou bactérie "G"
modèle de Comeau et al. - Wentzel et al.
et modèle de Mino et al. - Smolders et al.
 (adapté de Comeau et al., 1990b et Desjardins et al., 1996).

La participation du glycogène aux mécanismes de déphosphatation biologique a pour effet de diminuer l'efficacité de cette dernière puisque la dégradation du glycogène n'est pas accompagnée d'une utilisation des réserves de polyphosphates.

1.2.2 MÉCANISMES PHYSICO-CHIMIQUES

Le mécanisme physico-chimique d'enlèvement de phosphore rencontré dans le procédé OxySéquenceur^{MC} et d'autres procédés à l'usage des petites agglomérations est principalement un phénomène de sorption. Le terme sorption est utilisé lorsque le mécanisme d'enlèvement d'un polluant est une combinaison d'adsorption chimique ou physique et également un phénomène d'échange d'ions.

Nous décrivons ci-dessous les mécanismes de l'adsorption, puis les mécanismes d'échange d'ions.

A. ADSORPTION

Un adsorbant réduit la concentration d'un polluant en le fixant à sa surface de façon chimique ou physique (Desjardins, 1990).

Le charbon activé est l'adsorbant le plus souvent utilisé lors du traitement des eaux. Pour cette raison, la plupart des recherches sur les mécanismes d'adsorption portent sur ce média. Toutefois, les théories d'adsorption développées pour le charbon activée sont bien adaptées aux autres adsorbants.

L'adsorption est un phénomène par lequel les atomes et les molécules qui forment les solides, et plus spécifiquement leurs liens, ont un effet d'attraction ou de répulsion sur les molécules avoisinantes. Ces liens peuvent être très forts ou très faibles. Les atomes et les molécules que l'on trouve à l'intérieur des solides sont complètement entourés par d'autres atomes ou molécules, tandis que les atomes et les molécules à leur surface génèrent les forces d'attraction responsables de l'adsorption (Faust et al., 1987).

Il existe deux types d'adsorption: adsorption physique et adsorption chimique. Les forces de Van der Waals sont présentes lors d'une adsorption physique. De plus, l'adsorption physique est caractérisée par une faible température d'adsorption, une désorption facile et une forte dépendance de la température. Quant à l'adsorption chimique, elle résulte de la création d'une interaction chimique entre le polluant et le média adsorbant. De hautes températures d'adsorption caractérisent ce type d'adsorption et aussi une plus grande difficulté à désorber le polluant du média. La désorption d'un média après une adsorption chimique implique généralement une importante perte de l'efficacité du média adsorbant (Faust et al., 1987). Le terme *sorption* est utilisé lorsqu'il est difficile de savoir s'il s'agit d'adsorption chimique ou physique.

Une surface spécifique (m^2/g) élevée du matériel adsorbant permet une meilleure capacité d'adsorption (Al-Kanani, 1984).

Il est important de noter que différents médias ont des affinités variables pour différents polluants. L'alumine activée est bien adaptée pour adsorber les phosphates, tandis que la même chose ne peut être dite pour certains sols (Al-Kanani, 1984; Jenssen et al. 1993, 1994). Nous parlerons plus loin de la capacité de sorption des sols pour les phosphates.

Il y a deux façons traditionnelles d'inclure une étape d'adsorption dans une filière de traitement des eaux. La première consiste à ajouter le média sorbant sous forme de poudre dans un réacteur où se trouve le polluant. La deuxième méthode consiste à fabriquer un lit ou une colonne contenant le média adsorbant dans lequel passeront les eaux à traiter y compris le polluant.

Des essais de laboratoire doivent être faits afin de déterminer les conditions optimales d'adsorption, peu importe la façon dont le média adsorbant sera utilisé (Perrich, 1981). Les essais en cuvette ou *jar tests* sont bien adaptés si l'on veut obtenir ces informations rapidement. Les essais en cuvette nous permettent notamment de déterminer la cinétique de réaction ou l'ordre de réaction. Mais, fait plus important encore, les essais en cuvette permettent de tracer des isothermes d'adsorption. Trois isothermes sont couramment utilisés: celui de Langmuir, celui de Freundlich et celui de Brunauer-Emmet-Teller (BET).

Un isotherme est une courbe qui représente la relation entre la quantité d'impuretés adsorbées et l'unité de masse d'adsorbant. Il suffit d'effectuer des essais en laboratoire pour d'obtenir les points nécessaires à l'élaboration de la courbe. Généralement on varie la concentration d'adsorbant et, après un certain temps, on note la concentration résiduelle d'impuretés en solution. La masse d'impuretés adsorbée peut être déterminée à partir de l'équation 1.1

$$J = (C_o - C)B \quad (1.1)$$

où

J = masse d'impuretés adsorbées (mg)

C_o = concentration initiale d'impuretés (mg/L)

C = concentration finale d'impuretés (mg/L)

B = volume de solution (L)

ISOTHERME DE LANGMUIR

L'isotherme de Langmuir repose sur les hypothèses suivantes (Desjardins, 1990):

- a. il existe plusieurs sites d'adsorption à la surface du charbon activé;
- b. chacun de ces sites peut adsorber une seule molécule; par conséquent, une seule couche de molécules peut être adsorbée par le charbon activé;

- c. chacun de ces sites a la même affinité pour les impuretés en solution;
- d. l'activité à un site donné n'affecte pas l'activité aux sites adjacents.

L'équation de l'isotherme de Langmuir est la suivante:

$$\frac{I}{m} = \frac{a * b * C}{1 + aC} \quad (1.2)$$

Où a et b sont des constantes

ISOTHERME DE FREUNDLICH

L'équation empirique de l'isotherme de Freundlich (1.3) est la suivante:

$$\frac{I}{m} = K * C^{1/n} \quad (1.3)$$

ISOTHERME DE BRUNAUER-EMMET-TELLER (BET)

L'isotherme de Brunauer-Emmet-Teller est basé sur les hypothèses suivantes:

- a. plusieurs couches successives de molécules peuvent être fixées sur l'adsorbant;

- b. les sites d'adsorption sont distribués uniformément à la surface de l'adsorbant;
- c. chaque site est indépendant des sites voisins;
- d. l'énergie d'adsorption retient la première couche de molécules, alors que l'énergie de condensation retient les couches successives suivantes.

L'équation de l'isotherme est la suivante:

$$I = \frac{ACI_0}{m (C_s - C)[1 + (A - 1)C/C_s]} \quad (1.4)$$

Où I_0 = masse d'impuretés adsorbées par la première couche, par unité de masse d'adsorbant

C_s = concentration de saturation

A = constante déterminée empiriquement

B. MÉCANISME D'ÉCHANGE D'IONS

L'échange d'ions est un procédé par lequel, dans certaines conditions, une substance insoluble attire un ion positif ou négatif d'une solution et, de ce fait rejette un autre ion du même signe (Desjardins, 1990). L'équation 1.5 représente ce phénomène.



où

R^- = radical anionique faisant partie de la résine échangeuse d'ions

A^+ = ions fixés sur la résine neuve

B^{a+} = ions en solution

1.3 MÉCANISMES DE SORPTION

Nous consacrons la section suivante à l'adsorption des orthophosphates sur l'alumine activée. Dans la section subséquente, on présentera les études expérimentales faites avec l'alumine activée comme sorbant du sélénium et du fluor. Ces essais de laboratoire serviront à proposer des critères de conception pour l'unité de sorption de l'OxySéquenceur^{MC}. Finalement, nous présenterons les études faites avec d'autres médias que l'alumine activée eux aussi utilisés comme sorbants de phosphates.

1.3.1 SORPTION DES PHOSPHATES SUR L'ALUMINE ACTIVÉE

Nous présentons ici un bilan des études effectuées sur l'enlèvement du phosphore avec l'alumine activée. Les études sont présentées de chronologiquement au tableau 1.3.

Tableau 1.3: Résumé des études effectuées sur l'alumine activée

cap. adsorp.	Col. ou Jar	rincé ou non	aff.	Φ	références
9,8mgP /g AA	C	rincé à HNO_3	S	0,075-0,180 mm	Yee, 1966
13 mgP /g AA	C	rincé à HNO_3	S	0,30 -0,60 mm	Neufeld et al., 1969
7,2mgP /g AA	J	rincé à HNO_3 et non	S	< 0,075 mm	Gangoli et al., 1973
85 % enlève.	J	non-rincé	S	0.03 um	Huang, 1977
19,5mgP /g AA	C	non-rincé	S	1 - 3 mm	Brattebo et al., 1986
37 mgP /g AA	C	rincé à $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	S	1,7 mm	Urano et al., 1991a, b

Col. = colonne

Jar = jar test

aff. = type d'affluent

S = synthétique

 Φ = taille de particules d'AA

AA = Alumine activée

cap. = capacité de sorption

adsorp. = adsorption

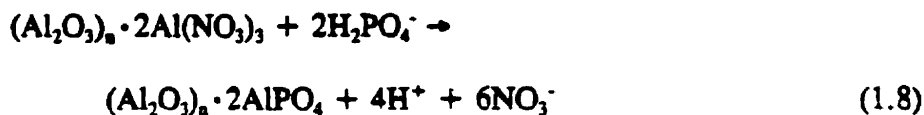
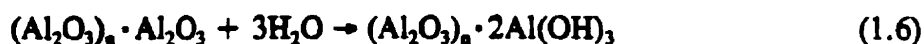
Yee (1966) a été parmi les premiers à présenter ses résultats d'enlèvement du phosphore par sorption sur l'alumine activée. L'alumine activée utilisée (type F1) provenait de l'Aluminum Company of America (Alcoa) et présentait les caractéristiques suivantes: (1) surface par unité de volume de $250 \text{ m}^2/\text{g}$ et (2) taille des particules allant de 0,075mm à 0,18mm.

Les essais ont été effectués avec deux types de colonnes. La première colonne avait un lit d'alumine de 2 ml, et fonctionnait gravitairement. Cette colonne s'est avérée inutilisable lorsque la concentration de MES était trop élevée. Afin de remédier à ce problème, une deuxième colonne fluidisée d'une épaisseur de 200 ml d'alumine a été fabriquée. Le débit des eaux à traiter était ascendant, plutôt que gravitaire, ce qui permettait plus de flexibilité. Cette deuxième colonne s'est avérée plus efficace pour contrer le colmatage.

Un rapport $\text{PO}_4^{3-}:\text{Ca}^{2+}$ d'au moins 1:1 s'est avéré nécessaire afin d'obtenir un enlèvement du phosphore selon Yee (1966).

La régénération du média sorbant a également été étudiée par Yee (1966). Il a conclu qu'il était possible de désorber jusqu'à 99% des phosphates se trouvant sur l'alumine activée avec de la soude, et ce, avec un débit gravitaire. Yee a évalué à environ 8% les pertes lors de la régénération du médium sorbant.

Certains auteurs tels que Neufeld et al. (1969) ont présenté des équations décrivant le phénomène de sorption des orthophosphates sur l'alumine activée. Dans un premier temps, les équations 1.6 et 1.7 présentent l'acidification de l'alumine activée par l'acide nitrique. Cette première étape permet d'augmenter la capacité de sorption de l'alumine activée pour les phosphates. L'équation 1.8 décrit le phénomène d'enlèvement des phosphates de la solution par l'alumine activée.



L'équation 1.8 montre que l'enlèvement des phosphates se fait mieux lorsque la majorité des phosphates se retrouve sous la forme H_2PO_4^- notamment lorsque le pH est entre 3 et 7. La figure 1.2 présente la concentration des différentes formes de phosphates selon le pH de la solution. La même équation donne à penser qu'un phénomène d'échange d'ions est responsable de l'enlèvement des phosphates par l'alumine activée puisque, comme les phosphates sont sorbés sur l'alumine activée, les nitrates en sont relâchés.

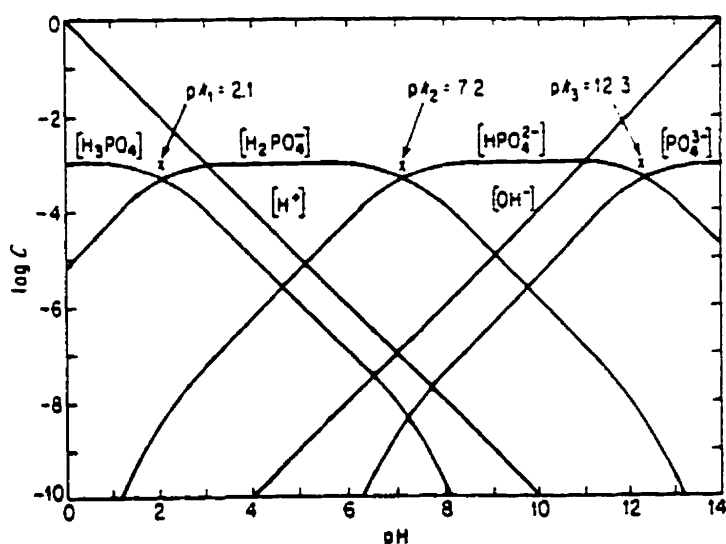
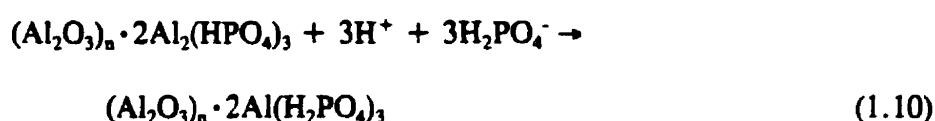
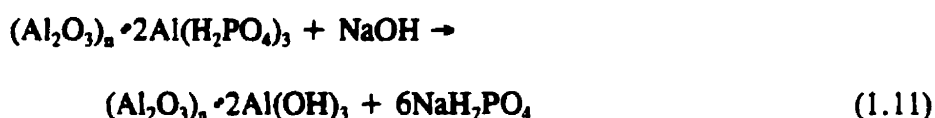


Figure 1.2: Concentration des formes de phosphates versus le pH (tiré de Sawyer et al., 1994)

Neufeld et al. (1969) ont également démontré que les phosphates continuaient d'être sorbés sur l'alumine activée même après désorption complète des nitrates. Les équations 1.9 et 1.10 illustrent ce phénomène.



Le produit de l'équation 1.10 représente donc l'état final de l'alumine activée avant que celle-ci ne soit régénérée. L'équation 1.11 représente la régénération de l'alumine.



Les résultats de l'efficacité d'enlèvement des phosphates par l'alumine activée des expériences de Yee (1966) et Neufeld et al. (1969) ont donné à peu près les mêmes capacités d'enlèvement soit, entre 18 et 40 mg de PO_4^{3-} /g AA (5,9 à 13,0 mg de P/g AA) pour des effluents allant de 10 à 120 mg de PO_4^{3-} /l.

Comprendre le phénomène d'enlèvement des phosphates par l'alumine activée, tel était aussi le

but visé par Ames et al. (1970). Ils ont montré que certains cations et anions sont favorisés par l'alumine activée par rapport à d'autres. Il s'agit, en ordre décroissant, des cations Fe^{3+} , Hg^{2+} , Pb^{2+} , Cu^{2+} , Zn^{2+} , Ca^{2+} , Ni^{2+} , Fe^{2+} et Mn^{2+} . En ordre décroissant toujours, il s'agit des anions OH^- , PO_4^{3-} , $\text{C}_2\text{O}_4^{2-}$, F^- , SO_3^{2-} , CrO_4^{2-} , NO_2^- , Cl^- , NO_3^- , MnO_4^- et SO_4^{2-} .

Voici les principaux résultats de l'étude d'Ames et Dean (1970):

- a. l'enlèvement des phosphates par l'alumine activée est principalement dû à un phénomène d'échange d'ions, et dans une moindre importance, à un phénomène d'adsorption;
- b. la concentration de Ca^{2+} et de Mg^{2+} a un effet net sur la capacité d'enlèvement des phosphates. Plus leur concentration est élevée, meilleur est l'enlèvement. Ames et Dean (1970) soutiennent encore que l'enlèvement du phosphore sur l'alumine se fait plutôt sous forme d'un complexe de phosphate et calcium ou de phosphate et magnésium, plutôt que par le phosphate seul;
- c. une concentration élevée de sulfates, SO_4^{2-} , n'inhibe pas l'enlèvement des phosphates;

- d. un pH élevé ($> 8,0$) diminue la capacité d'enlèvement lorsqu'un affluent synthétique est utilisé, tandis que ce phénomène n'est pas observé lorsqu'un affluent réel est utilisé;
- e. la régénération de l'alumine s'effectue de façon satisfaisante avec de la soude.

Des résultats différents ont été obtenus par Gangoli et Thodos en 1973. Ils ont démontrés que l'alumine utilisée sans aucune acidification avait une capacité d'enlèvement du phosphore supérieure à l'alumine acidifiée à l'acide nitrique. Ce résultat va à l'encontre de ce qui a été obtenue par Yee (1966) et par Neufeld et al. (1969). Cependant, Gangoli et al. (1973) ont utilisé un affluent synthétique ne comportant aucune concentration de calcium et magnésium. L'effet positif de ces cations démontré par Neufeld et al. (1969) était donc absent. D'après Gangoli, la capacité maximale d'enlèvement de phosphate par l'alumine est de 22 mg de PO_4^{3-} /g d'alumine (7,2 mg P/ g AA), ce qui est inférieur aux résultats obtenus par Yee (1966) et par Neufeld et al. (1969).

Les effets du rapport P/Alumine (σ) dans l'affluent et la plage de pH optimale sur la capacité d'adsorption de l'alumine activée ont été étudiés par Huang (1977). Il a démontré que, pour des valeurs faibles de σ , le phosphate pouvait être éliminé au point de ne plus être détecté par spectrophotométrie ($< 0,01$ mg/L). Comme σ augmente, la concentration résiduelle de phosphore se voit également augmentée. Huang (1977) a montré qu'avec l'augmentation de σ , plus la plage de pH optimaux était restreinte, plus elle devient acide. C'est-à-dire plus le rapport

σ est élevé, moindre est l'étendue de la plage de pH optimale et plus cette plage doit être acide.

En 1986, Brattebo et Odegaard ont effectué des essais en colonne dans le but de décrire les mécanismes responsables de l'enlèvement du phosphore. Ils ont notamment repris l'hypothèse avancée par Neufeld et Thodos (1969) selon laquelle l'enlèvement du phosphore est dû principalement à un mécanisme d'échange d'ions, mais selon laquelle aussi plusieurs autres mécanismes entrent également en jeu. Selon Brattebo et son collaborateur, la complexité de la surface de l'alumine est responsable de la complexité du mécanisme d'enlèvement du phosphore, car cette surface comporte plusieurs types de site d'adsorption. Cependant, les mêmes auteurs notent qu'il est possible de montrer l'enlèvement du phosphore par l'alumine activée suit les modèles d'isothermes d'adsorption classiques de Freundlich et Langmuir.

En plus de réitérer l'importance du pH sur la capacité d'enlèvement, Brattebo et Odegaard (1986) ont également démontré l'importance de la taille des particules, ainsi que celle de la longueur de la colonne utilisée. Ils ont précisé qu'un pH de moins de 6 est préférable, qu'une taille de particule plus fine est également préférable, mais que des particules trop fines engendrent un colmatage rapide de la colonne sorbante si la concentration de MES est élevée. Il est donc important, afin d'éviter le colmatage des unités de sorption, que la concentration de MES soit faible. Brattebo et Odegaard (1986) suggèrent aussi l'utilisation de lits en série.

Finalement, l'étude la plus complète sur l'alumine activée comme média pouvant éliminer le

phosphore a été exécutée par Urano et al. (1991a,b; 1992a,b). Dans un premier temps, ils ont démontré les capacités d'enlèvement d'un adsorbant supérieur, soit de l'alumine activée conditionnée avec un sel d'aluminium plutôt qu'avec l'acide nitrique. Les caractéristiques de l'alumine utilisée sont les suivantes: (1) diamètre de 1,7mm, (2) densité de 600 kg/m³, et (3) 40% de vide. Une concentration de $2,0 \times 10^{-4}$ mol de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ /g d'alumine a semblé préférable. Urano et son collaborateur ont démontré notamment que l'alumine traitée avec le sel d'aluminium, ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) améliorait la capacité d'adsorption de cette dernière. Une capacité de sorption jusqu'à 40 mg P/g AA a été observée. Les équations 1.12 et 1.13 sont celles des isothermes d'adsorption de l'alumine activée non conditionnée et de l'alumine activée conditionnée avec le sel d'aluminium.

$$Q = 20 * C^{0.10} \text{ (alumine activée seulement)} \quad (1.12)$$

$$Q = 37 * C^{0.04} \text{ (alumine activée conditionnée)} \quad (1.13)$$

où

Q = quantité de phosphore adsorbée (mg de P/g)

C = concentration d'équilibre (mg de P/l)

Mis à part une capacité de sorption de phosphore plus élevée, Urano et Tachikawa (1991a,b; 1992a,b) ont obtenu des résultats semblables à ceux des autres recherches en ce qui a trait à la

plage de pH optimale, la non-interférence d'autres ions et la régénération du média sorbant. Ils ont montré qu'une concentration de 1 mol/l NaOH permettait une désorption des phosphates du médium sorbant de pratiquement 100%. La régénération du média n'était point améliorée si une concentration supérieure à 1 mol/l NaOH était utilisée.

Urano et Tachikawa (1991a,b; 1992a,b) ont évalué la capacité de sorption des différentes formes de phosphate (PO_4^{3-} , HPO_4^{2-} , H_2PO_4^-) et des polyphosphates, ainsi que du phosphore organique. Les capacités de sorption se sont révélées semblables pour tous les phosphates. Cependant, l'enlèvement du phosphore organique par l'alumine activée ne s'est pas montré très efficace.

1.3.2 SORPTION D'AUTRES IONS SUR L'ALUMINE ACTIVÉE

L'enlèvement des fluorures et du sélénium des eaux souterraines exploitées comme source d'eau potable peut également se faire à l'aide de l'alumine activée. Il existe quelques exemples d'usines pilotes et même d'usines de grandeur réelle pour la défluoruration. Les paramètres de design de ces installations sont inventoriées dans le tableau 1.4. Les deux usines de grandeur réelle citées dans le tableau 1.4 servent à la défluoruration, tandis que les autres références sont des montages expérimentaux en laboratoire. Comme il s'agit du même média sorbant, soit l'alumine activée, les paramètres de design de ces usines, tels les débits d'eaux à traiter, les débits des solutions acides, les débits des solutions de régénération etc. pourront servir comme point de départ au design de l'unité de sorption (US) de l'OxySéquenceur^{MC}.

Tableau 1.4: Résumé des paramètres de design pour des unités pilote et des usines utilisant de l'alumine activée

Paramètres/Réf	Schoeman et al. (1987)		AWWA (1973)	Env. Canada (1975)	U. S. EPA (1980b)
enlèvement de...	fluorure	fluorure	fluorure	phosphate	sélénium
taille	pitote	usaine	usaine	pitote	pitote
type d'eau	souterraine	souterraine	souterraine	eff. sec. eau usée	eau usée synthétique
débit de conception	32 m ³ /d	500 m ³ /d	2180 m ³ /d	n.d.	n.d.
taille de particules d'AA	0,5 - 1,0 mm	1 - 3 mm	0,32 - 0,60 mm	0,17 - 0,32 mm	0,32 - 0,60 mm
temps de rétention	5 min	16 min	n.d.	< 5,0 min	< 2,0 min
profondeur du lit d'AA	1,0 - 1,5 m	n.d.	n.d.	n.d.	< 230 mm
débit de la solution régénératrice	n.d.	118 - 127 l/m ² .min	n.d.	1,88 l/min	6,20 l/m ² .min
solution régénératrice	NaOH 1%	NaOH 1%	n.d.	1,0 N NaOH	0,5 % NaOH
volume de solution régénératrice utilisé	5 volumes de lit	n.d.	n.d.	15 volumes de lit	5 volumes de lit
acide pour acidification	H ₂ SO ₄	H ₂ SO ₄	H ₂ SO ₄	aucun	HCL ou H ₂ SO ₄
concentration de l'acide	1,53 g d'acide à 98% / l	1,53 g d'acide à 98% / l	faible	n.e.	0,05 N à 12,4 l/m ² .min
débit de l'eau usée à traiter	200 l/m ² .min	108 l/m ² .min	n.d.	n.d.	n.d.
débit de lavage et rinçage	982 l/m ² .min	108 à 588 l/m ² .min	n.d.	n.d.	n.d.
diamètre	n.d.	1,5 m	3,35 m	127 mm	n.d.
profondeur	n.d.	3,0 m	3,51 m	1,83 m	n.d.

1.3.3 SORPTION DES PHOSPHATES SUR D'AUTRES MÉDIAS QUE L'ALUMINE ACTIVÉE

L'enlèvement du phosphore par d'autres médias que l'alumine activée a fait l'objet de nombreuses recherches. Une discussion sur l'adsorption des phosphates serait donc incomplète si l'un ne rendait pas compte des travaux d'autres chercheurs avec différents médias.

Notons que les recherches faites sur les médias autres que l'alumine activée, quoique intéressantes, ne nous proposent pas de méthodes de régénération. Cette lacune maintiendra un doute sur la faisabilité d'utilisation de ces médias jusqu'au moment où des recherches pourront proposer un procédé aussi complet pour ces médias que celui qui existe pour l'alumine activée.

Le tableau 1.5 résume les recherches effectuées sur les médias autres que l'alumine activée; on y donne une évaluation de la capacité de sorption de ces médias par rapport à l'alumine activée. On remarque notamment que les autres médias présentent des capacités de sorption inférieures à celles observées pour l'alumine activée.

Tableau 1.5: Tableau comparatif des capacités de sorption des médias autres que l'alumine activée

Média	Références	capacité d'enlèvement
alumine activée	Yee, 1966 Neufeld et al., 1969 Gangoli et al., 1973 Huang, 1977 Brattebo et al., 1986 Urano et al, 1991a, b	excellente
sol	Al-Kanani, 1984	moyenne
sable	Kavanaugh et al., 1977 Aulenbach et al., 1988 Ho et al., 1992a,b ⁽¹⁾	moyenne faible moyenne
silice de magnésium	Smith et al., 1978	moyenne
cendres volantes	Gangoli et al., 1973 Vinyard et al., 1979	bonne moyenne
Bauxite (boues rouges)	Shiao et al., 1977	bonne
tourbe	Rana et al., 1987 Bélanger et al., 1990 Dubé et al., 1994a,b Roberge, 1992 ⁽¹⁾	faible faible faible moyenne

⁽¹⁾ média combiné à la bauxite (boues rouges)

CHAPITRE 2

L'OXYSÉQUENCEUR^{MC}: UN NOUVEAU PROCÉDÉ

L'OxySéquenceur^{MC} d'ECO Equipement FEP Inc. est un système de traitement des eaux usées domestiques qui vise à répondre aux besoins spécifiques des petites agglomérations (5 à 500 m³/d). Le procédé a comme objectif d'éliminer les contraintes et les problèmes courants avec les installations de traitement des petites agglomérations:

- a. variation importante des caractéristiques de l'affluent, incluant le débit;
- b. nécessité de recourir aux services d'un opérateur qualifié;
- c. respect des normes de rejets établies par les règlements sur la protection de l'environnement.

2.1 PROCÉDÉ PROPOSÉ ET SES COÛTS

L'OxySéquenceur^{MC} comprend trois éléments (voir figure 2.1):

- (1) un BioSéparateur^{MC}, soit une fosse septique modifiée;
- (2) un réacteur biologique séquentiel (RBS);
- (3) un système de relargage et de sorption du phosphore.

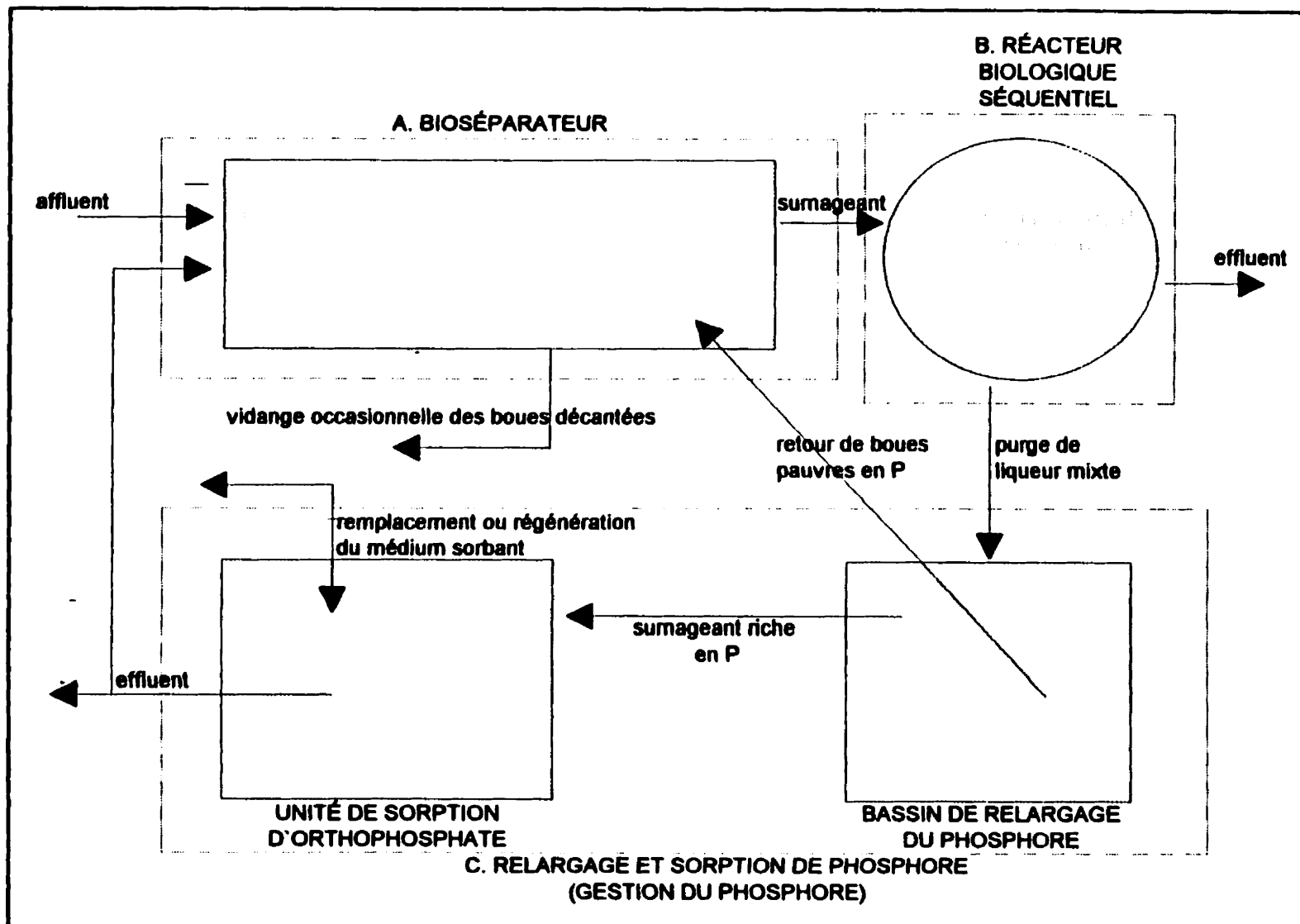


Figure 2.1: l'OxySéquenceur^{MC}.

La société ECO Équipement FEP Inc. a évalué les coûts des deux premières composantes de l'OxySéquenceur^{MC}, soit le BioSéparateur^{MC} et le RBS. Les coûts de l'équipement d'aération, des pompes, de la tuyauterie et du panneau de contrôle ont été évalués à 450 \$/m³/d pour un débit de 136 m³/d et de 165 \$/m³/d pour un débit de 400 m³/d. Ces coûts n'incluent pas l'excavation, le béton, le terrain, la désinfection et les coûts légaux (les coûts de construction de l'OxySéquenceur^{MC} ont été évalués à partir des coûts de construction des RBS, voir tableau 1.2). Ces coûts excluent également la partie gestion de phosphore, soit le bassin de relargage de phosphore et l'unité de sorption. Des hypothèses permettant une approximation des coûts liés à la partie gestion de phosphore du procédé OxySéquenceur^{MC} seront présentées ultérieurement.

Rappelons que la plupart des procédés concurrentiels à l'OxySéquenceur^{MC} ne comportent pas de systèmes dédiés à la déphosphatation. Il est donc approprié de ne pas intégrer les coûts associés à la partie gestion de phosphore afin que la comparaison faite entre l'OxySéquenceur^{MC} et ces procédés concurrentiels soit juste.

Le sujet des considérations économiques sera abordé plus en détails au chapitre 5.

2.2 HYPOTHÈSES

L'OxySéquenceur^{MC} comporte 4 éléments dont les objectifs et les fonctions sont présentés au tableau 2.1. Certaines des composantes de l'OxySéquenceur^{MC} ont déjà fait leurs preuves et d'autres devront faire l'objet d'études plus poussées afin d'en évaluer l'efficacité. Cela dit,

Tableau 2.1: Composantes de l'OxySéquenceur^{MC} et leurs fonctions

COMPOSANTES	FONCTION(S) OU HYPOTHÈSE(S)
BioSéparateur (pré-traitement anaérobie et enlèvement des solides)	■ clarification des eaux usées par séparation des matières flottables et décantables ■ dégradation et solubilisation de la matière organique ■ production d'acides gras volatils (AGV) ■ égalisation de charges et débits ■ diminution des coûts énergétiques ■ diminution de la production de biomasse
Réacteur biologique séquentiel (traitement secondaire et tertiaire)	■ dégradation continue de la matière organique ■ nitrification-dénitrification ■ déphosphatation biologique (accumulation du phosphore dans la biomasse) ■ réduction des matières en suspension (décantation)
Sorption du phosphore (gestion du phosphore)	<u>A. Bassin de Relargage (BR)</u> ■ BR reçoit la purge du RBS ■ relargage du phosphore: permet de séparer le surnageant riche en phosphore (SRP) et le sousnageant pauvre en phosphore (SPP) ■ SRP envoyé pour sorption du phosphore ■ SPP retourné au BioSéparateur <u>B. Unité de Sorption (US)</u> ■ US reçoit SRP ■ sorption de phosphore ■ retour du liquide au BioSéparateur ou évacuation à l'effluent

certain aspects de l'OxySéquenceur^{MC} sont encore inédits dans le domaine du traitement des eaux usées:

- a. l'alimentation d'un réacteur biologique séquentiel (pouvant assurer une déphosphatation biologique) par l'eau surnageante de fosses septiques;
- b. un bassin de relargage du phosphore servant à séparer l'affluent en un surnageant riche en phosphore et un sousnageant pauvre en phosphore;
- c. un système de sorption d'orthophosphates sur de l'alumine activée;
- d. le retour de boue (sousnageant pauvre en phosphore) et possiblement une eau clarifiée (surnageant après sorption des orthophosphates) vers la fosse septique.

2.3 OBJECTIFS

Le nouveau procédé, l'OxySéquenceur^{MC} devra:

- a. opérer à des débits variant de 5 à 500 m³/d;**
- b. respecter les normes de rejets stipulées par les lois sur l'environnement, soit 20 mg DBO₅/l, 20 mg MES/l et 1 mg/l de phosphore total pour les eaux rejetées dans un milieu récepteur (Meunier, 1994);**
- c. requérir très peu d'entretien;**
- d. effectuer une gestion complète du phosphore.**

Les objectifs de la recherche dont le présent mémoire rend compte sont les suivants:

- a. évaluer la possibilité d'obtenir une déphosphatation biologique dans un RBS lorsque la biomasse déphosphatante qui s'y trouve est alimentée par un surnageant de fosse septique;**
- b. étudier l'enlèvement des phosphates par sorption sur l'alumine activée.**

CHAPITRE 3

ENLÈVEMENT BIOLOGIQUE DU PHOSPHORE

3.1 INTRODUCTION

Les résultats des essais d'enlèvement biologique du phosphore font l'objet de ce troisième chapitre. Ces essais ont consisté à examiner le relargage et le captage du phosphore effectué avec une biomasse déphosphatante lorsque celle-ci est alimentée d'un surnageant de fosse septique. La présente recherche fournira des informations qui pourront servir à mieux comprendre ou à mieux concevoir certains aspects de l'OxySéquenceur^{MC}. On vise ainsi:

- a. à mieux connaître la composition d'un surnageant de fosse septique (l'alimentation du RBS);
- b. à évaluer l'effet de la variation du pourcentage de polyphosphates de la biomasse, de la concentration d'acétates dans le surnageant de fosse septique et de la concentration de nitrates sur la déphosphatation biologique à l'aide d'essais discontinus.

Les résultats des essais en laboratoire serviront également à préparer une deuxième phase de recherche sur la composante de déphosphatation biologique du nouveau procédé.

3.2 MATÉRIEL ET MÉTHODES

Le matériel utilisé pour toutes les analyses dont les résultats sont présentés dans ce mémoire, ainsi que les méthodes employées sont répertoriées au tableau 3.1.

Tableau 3.1: Matériel et méthodes

Paramètres	Méthode/Matériel	Références	Chapitre
Ortho-phosphates	A. méthode à l'acide vanadomolybdophosphorique, Spectrophotomètre Milton Roy 20D B. méthode à l'acide ascorbique sur autoanalyseur Lachat Quickchem no 10-115-01-1-Q	APHA et al., 1989	4 ⁽¹⁾ 3, 4 ⁽¹⁾
Solides (MES et MVES)	filtration sur filtres Whatman de 1,0 μ m	APHA et al., 1994	3 et 4
DCO	reflux fermé par méthode colorimétrique - filtration sur filtres Whatman de 0,45 μ m pour DCO soluble	APHA et al., 1989	3
pH	Accumet 910 de Fischer Scientific	APHA et al., 1994	3 et 4
Nitrites/nitrates	méthode de réduction de Cadmium sur autoanalyseur Lachat Quikchem no 10-107-04-1-O	Lachat, 1989	3 et 4
Azote ammoniacal	méthode de phénate sur autoanalyseur Lachat Quikchem no 10-107-06-1-A	Lachat, 1989	3

Paramètres	Matériel/Méthode	Références	Chapitre
AGV	par chromatographie sur colonne capillaire FFAP 30 mètres - filtration sur filtres Whatman de 0.45 um, appareil de type ANTEK 3000	APHA et al., 1989	3
Conductivité	conductivimètre CDM 83 de Radiometer	APHA et al., 1994	4
Dureté	méthode à l'EDTA	APHA et al., 1994	4
Alcalinité	méthode de titrage avec acide sulfurique	APHA et al., 1994	4
%PolyP	méthode par ajout d'excès d'acétate	Comeau et al., 1990b	3

(1) méthode à l'acide vanadomolybdophosphorique utilisée pour la plupart des essais sauf pour l'essai de l'isotherme d'adsorption où la méthode avec l'autoanalyseur a été utilisée

3.2.1 MATÉRIEL

La figure 3.1 présente le montage expérimental utilisé pour les essais de déphosphatation biologique. Le montage comprenait:

- des Erlenmeyers de 500 ml ou 1000 ml;
- des bouchons munis de tuyau flexible afin de permettre la prise d'échantillon;
- un ballon contenant de l'azote gazeux;
- des plaques agitatrices;
- des seringues pour les prises d'échantillon;
- des pinces posées sur les tuyaux de prélèvements.

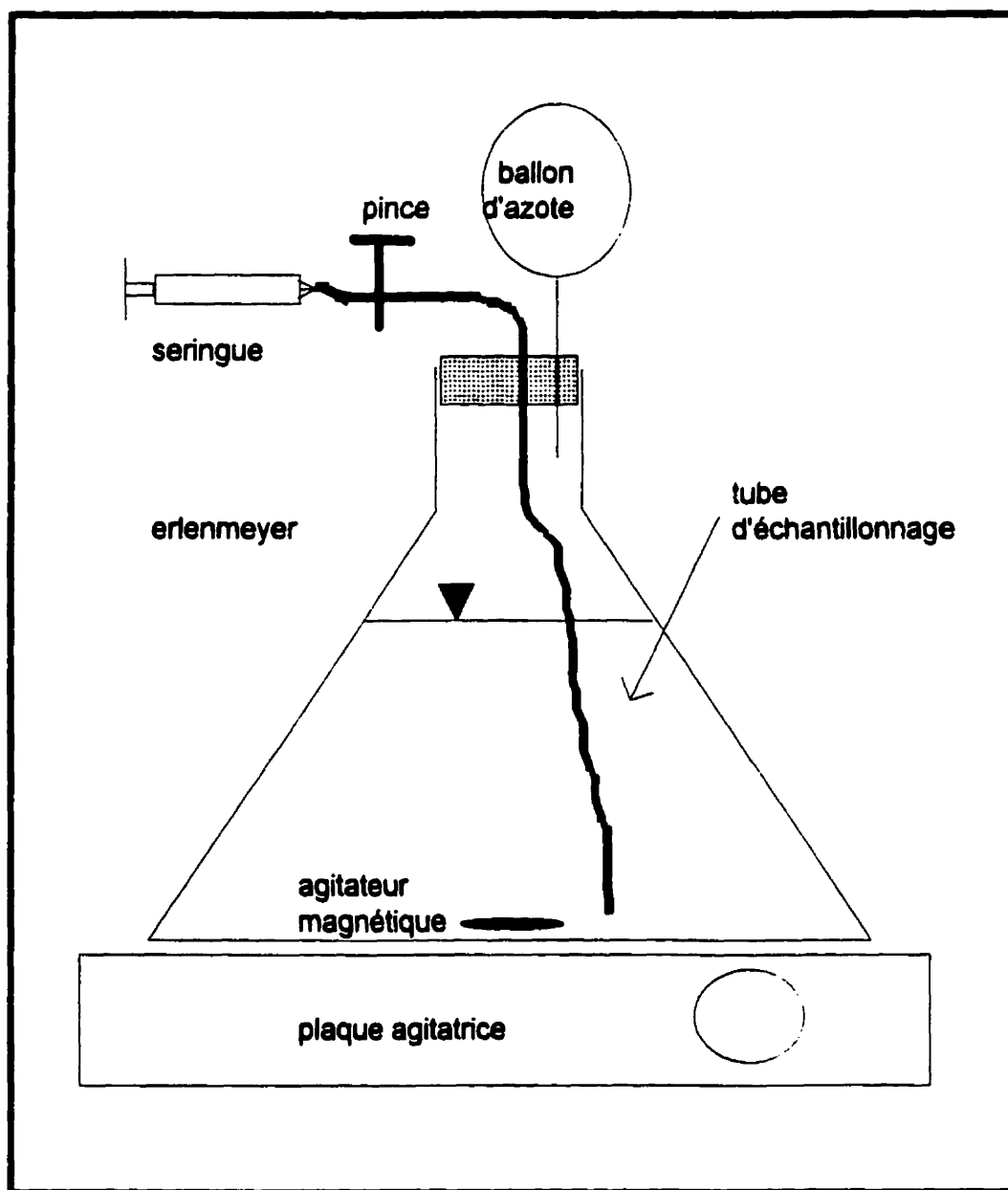


Figure 3.1: Montage expérimental des essais de déphosphatation biologique

Le surageant de fosse septique utilisé provenait d'une fosse septique de St-Paul-d'Abbotsford (Québec) qui depuis plusieurs années dessert une agglomération d'une trentaine de maisons mobiles dont chacune est occupée toute l'année par un nombre de résidents qui varie de un à quatre. Les eaux usées qui y sont envoyées sont donc exclusivement de nature domestique.

Deux biomasses avec des capacités déphosphatantes variées ont été employées lors des essais de laboratoire sur la déphosphatation biologique, soit une biomasse provenant de l'usine pilote d'Agropur à Notre-Dame-du-Bon-Conseil et une biomasse de laboratoire. L'usine pilote de Notre-Dame-du-Bon-Conseil reçoit une partie des eaux usées provenant d'une fromagerie. Après être passées au travers d'un grillage, les eaux usées y sont acheminées vers un fermenteur, où s'effectue la production d'acides gras volatils nécessaire à la déphosphatation biologique. L'effluent du fermenteur s'écoule vers un RBS de déphosphatation biologique d'où était prélevée la biomasse.

Quant à la biomasse de laboratoire, elle provenait de la purge de la biomasse utilisée par Alain Larose, un étudiant de doctorat, de l'École Polytechnique. La purge a été récoltée puis alimentée de façon à préserver le plus possible son activité avant un essai. Le tableau 3.2 présente la cyclologie, l'alimentation ainsi que certaines caractéristiques de la biomasse originale. Quelques jours avant le début d'un essai, la purge était récoltée et un cycle de 24 heures, dont 12 h en anaérobie et 12 h en aérobie, lui a été imposé. L'alimentation de la purge se faisait de la même façon que pour la biomasse originale, soit au début de la période anaérobie.

Tableau 3.2: Alimentation et caractéristiques de la biomasse originale de laboratoire; cyclologie

BIOMASSE ORIGINALE		
volume utile du réacteur		15,0 l
nombre de cycles par jour		3 cycles/jour
durée du cycle		8 h
volume de l'alimentation		7,5 l
temps de séjour cellulaire		environ 15 jours
temps de séjour hydraulique		16 h
pH contrôlé à		7,0
CYCLOLOGIE		
période non aérée (alimentation)		3,0 h
période aérée		3,5 h
période non aérée (purge de liqueur mixte)		0,5 h
sédimentation (purge du surnageant)		1,0 h
ALIMENTATION DE LA BIOMASSE		
DCO	500 mg/l	de CH ₃ COONa
P	20 mg/l	de KH ₂ PO ₄
N	28 mg/l	de NH ₄ Cl

3.2.2 MÉTHODES

Le tableau 3.3 résume les conditions expérimentales des cinq essais exécutés. Pour chacun des essais, la période anaérobie durait 3 heures et la période aérobie durait entre 4 et 72 heures. Des volumes égaux de biomasse déphosphatante ont été ajoutés à chacun des Erlenmeyers auxquels s'ajoutaient un volume de surnageant de fosse septique et un volume d'eau de robinet déoxygenée selon l'essai.

Tableau 3.3: Résumé des essais de déphosphatation biologique

Essai no	Date	Provenance de la biomasse	%PolyP mesuré (mg P/ g MVES)	Description de l'essai
1	29-03-96	NDduBC ⁽¹⁾	0,2 %	<u>six réacteurs:</u> ■ témoin négatif (0 mgHAc/l) ■ témoin positif (30 mg HAc/l) ■ 5% v/v de surFS⁽²⁾ ■ 10% v/v de surFS ■ 20% v/v de surFS ■ 40% v/v de surFS
2	05-04-96	NDduBC ⁽¹⁾	0,2 %	<u>deux réacteurs:</u> ■ 20% v/v de surFS ■ 20% v/v de surFS
3	18-04-96	biomasse de laboratoire	4,5 %	<u>cinq réacteurs:</u> ■ témoin négatif (0 mg HAc/l) ■ témoin positif (30mg HAc/l) ■ 10% v/v de surFS ■ 20% v/v de surFS ■ 40% v/v de surFS

Essai no	Date	Provenance de la biomasse	%PolyP mesuré (mg P/g MVES)	Description de l'essai
4	15-05-96	biomasse de laboratoire	11,8 %	<u>quatre réacteurs:</u> ■ témoin négatif (0 mg HAc/l) ■ témoin positif (40 mg HAc/l) ■ 40% v/v de surFS ■ 40% v/v de surFS + 40 mg HAc/l
5	06-06-96	biomasse de laboratoire	6,5 %	<u>quatre réacteurs:</u> ■ témoin négatif (0 mg HAc/l) ■ témoin positif (40 mg HAc/l) ■ 40% v/v de surFS ■ 40% v/v de surFS + 40 mg HAc/l

⁽¹⁾ NDduBC = Notre-Dame du Bon Conseil; ⁽²⁾ surFS = surnageant de fosse septique

La concentration en oxygène dissous de la biomasse était également vérifiée et diminuée à moins de 2 mg O₂/l avant le début des essais pour s'assurer que lors de l'alimentation des conditions d'anaérobiose prévalaient dans les réacteurs. Les échantillons d'eau usée pour fins d'analyses ont été prélevés à l'aide de seringues.

3.3 RÉSULTATS ET DISCUSSION

Les résultats et la discussion seront présentés en trois parties:

- a. caractérisation du surnageant de fosse septique;
- b. caractérisation de la biomasse déphosphatante;
- c. relargage et captage du phosphore.

3.3.1 CARACTÉRISATION DU SURNAGEANT DE FOSSE SEPTIQUE

Le tableau 3.4 montre les caractéristiques du surnageant de fosse septique pour chacun des essais effectués avec la biomasse de laboratoire, ainsi que des valeurs tirées de la littérature (voir annexe A). Un échantillon de surnageant de fosse septique a été fraîchement prélevé pour chacun des essais. Les valeurs des paramètres qui ont servi à la caractérisation du surnageant ont varié considérablement entre les essais, à l'exception du pH, qui est demeuré relativement stable. Des changements d'activité biologique, causés par des changements de température, ainsi que des changements des habitudes de vie des résidents seraient responsables de ces variations.

Tableau 3.4: Caractéristiques du surnageant de fosse septique ⁽¹⁾

Paramètre/ essais	Concentration (mg/l)			Valeur de littérature ⁽²⁾
	no 3 18-04-96	no 4 15-05-96	no 5 06-06-96	
Acétate	26 ± 3	75 ± 8	20 ± 3	-
Ortho-P	1,5 ± 0,2	4,0 ± 0,1	3,0 ± 0,1	-
P _T	5,5	8,3	8,3	10 à 30
NO ₂ -NO ₃	0,45 ± 0,02	< 0,1	< 0,1	< 1,0
NH ₄	7,7 ± 1,6	26,7 ± 1,0	23,3 ± 0,6	20 à 60
DCO _{Tot}	258 ± 4	380 ± 5	255 ± 5	DBO5 = 140 à 200
DCO _{sol}	170 ± 14	240 ± 15	100 ± 2	-
DCO _{sol} / DCO _{Tot}	0,66	0,63	0,39	-
MES	41 ± 1	40 ± 1	71 ± 20	50 à 90
pH	7,6 ± 0,1	7,5 ± 0,1	7,4 ± 0,1	-

⁽¹⁾ toutes les valeurs sont exprimées en mg/l (sauf le pH)

⁽²⁾ Ref.: Metcalf and Eddy (1991)

Malgré la fluctuation des valeurs des paramètres du surnageant de fosse septique, pour la plupart d'entre eux les valeurs observées en laboratoire correspondent à celles qu'on donne dans la littérature quand elles existent. Les concentrations en azote ammoniacal et en phosphore total sont toutefois quelque peu basses par rapport aux valeurs citées.

La concentration d'acétate du surnageant de fosse septique a varié considérablement. Malheureusement, puisqu'il existe très peu de données dans la littérature sur la concentration

d'acétate pour les surnageants de fosse septique. Étant donné qu'un surnageant de fosse septique servira d'alimentation à la biomasse du RBS de l'OxySéquenceur^{MC} où une déphosphatation biologique devra avoir lieu, une concentration élevée d'acétate est primordiale. Dans la section 3.3.3 (relargage et captage du phosphore) on montrera la nécessité d'avoir une concentration élevée d'acétate.

Il faut également considérer le fait que les prises d'échantillons étaient ponctuelles, ce qui résulte généralement en des variations plus importantes pour les paramètres de caractérisation que lorsque des échantillons composés sont prélevés. Le surnageant de fosse septique qui sera envoyé au RBS de l'OxySéquenceur^{MC} le sera de façon ponctuelle. Il en demeure pas moins que la variation des valeurs des paramètres de caractérisation indiquée par la prise ponctuelle d'échantillon implique qu'il pourrait être nécessaire de considérer une fluctuation importante des conditions d'alimentation du RBS.

3.3.2 CARACTÉRISATION DE LA BIOMASSE DÉPHOSPHATANTE

Le tableau 3.5 montre les caractéristiques de la biomasse de laboratoire (voir annexe A). La variation des paramètres d'essai en essai n'a pas été excessive; on remarque surtout une variation du pourcentage de polyphosphate dans les MES, qui passe de 3,0 à 7,8% (%P/MES).

Tableau 3.5: Caractéristiques de la biomasse de laboratoire

Paramètre/ Essais	Concentration (mg/l)		
	no 3 18-04-96	no 4 15-05-96	no 5 06-06-96
Ortho-P	0,4 ± 0,1	0,4 ± 0,1	7,8 ± 0,1
NO ₂ -NO ₃	2,85 ± 0,05	1,70 ± 0,1	4,85 ± 0,05
NH ₄	0,12 ± 0,1	< 0,1	< 0,1
DCO _T	2500 ± 400	5200 ± 200	1900 ± 300
DCO sol	100 ± 50	960 ± 20	200 ± 50
DCO _{sol} /DCO _{Tot}	0,041	0,19	0,11
MES	3000 ± 100	3900 ± 400	2100 ± 100
MVES	2000 ± 100	2500 ± 250	1500 ± 50
MVES/MES	0,66	0,66	0,70
pH	7,4 ± 0,1	7,4 ± 0,1	7,4 ± 0,1
%Poly-P (/MES)	3,0 %	7,8 %	4,6 %
%Poly-P (/MVES)	4,5 %	11,8 %	6,5 %

Le pourcentage de polyphosphates de la biomasse de laboratoire était relativement élevé par rapport aux pourcentages normalement observés en usine et même par rapport à des biomasses de laboratoire pour au moins deux des trois essais effectués. À titre d'exemple, les pourcentages de polyphosphates couramment rencontrés à l'usine de Ste-Agathe-des-Monts (Québec), où la déphosphatation biologique est pratiquée, sont de l'ordre de 0,1 à 2,0 % (Gauthier, 1996; Bélanger et Comeau, 1994). Les pourcentages de polyphosphates les plus faibles ont été observés en hiver, lorsque l'activité biologique est réduite ainsi qu'au printemps, lorsque les eaux de fonte des neiges peuvent considérablement diluer l'affluent. Avec le procédé OxySéquenceur^{MC} on

pourra réduire la baisse de polyphosphates causée par la forte dilution des eaux au printemps, en prévenant l'entrée d'eau de fonte des neiges. Toutefois, une baisse de l'activité biologique devra être prévue pour les mois d'hiver. Lorsque la biomasse est cultivée en laboratoire, ou obtenue d'une usine pilote, soit à partir d'eau usée naturelle ou d'eau usée synthétique, il est commun d'obtenir des pourcentages de l'ordre de 3,0 à 4,0 % (%P/MES) (Comeau et al., 1987) ou jusqu'à 5,0 à 7,0 % (%P/MES) (Kuba et al., 1993). Il serait donc prudent de ne pas s'attendre à ce que le pourcentage de polyphosphates de la biomasse de l'OxySéquenceur^{MC} soit aussi élevé que lors des essais de laboratoire. Conséquemment, l'enlèvement du phosphore par déphosphatation biologique pourra s'avérer plus difficile avec l'OxySéquenceur^{MC} qu'il ne l'était lors des essais de laboratoire.

La concentration de nitrates était également analysée lors des essais. Dans la section 3.3.3 (Relargage et captage du phosphore) on montrera qu'une concentration élevée de nitrates peut diminuer l'efficacité de la déphosphatation biologique.

3.3.3 RELARGAGE ET CAPTAGE DU PHOSPHORE

Les résultats obtenus avec la biomasse provenant de l'usine pilote de la fromagerie de Notre-Dame-du-Bon-Conseil (essais nos 1 et 2) n'ont démontré ni relargage ni captage de phosphore significatif comparativement aux essais subséquents à cause de la faible concentration de polyphosphate accumulés dans la biomasse ($\approx 0,2 \%$). Les opérateurs de l'unité pilote de la

fromagerie avaient eu des ennuis durant les semaines qui ont précédé la prise des échantillons. Cependant, ces résultats peuvent servir à indiquer que, lorsque le pourcentage de polyphosphates de la biomasse est très faible, il est difficile, voire impossible, d'avoir une déphosphatation biologique. Les résultats des essais nos 1 et 2 sont présentés aux figures 3.2 et 3.3 respectivement.

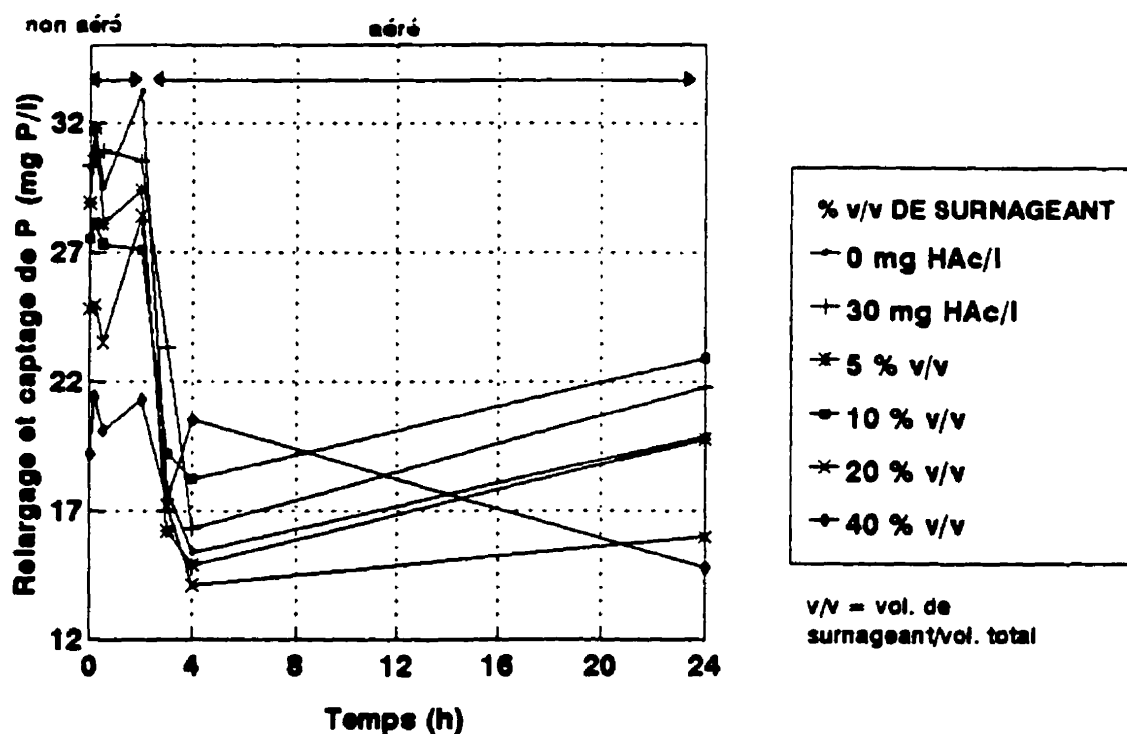


FIGURE 3.2: RÉSULTATS D'ESSAI No 1 SUR LE RELARGAGE ET LE CAPTAGE DE PHOSPHORE POUR DES VOLUMES CROISSANTS DE SURNAGEANT DE FOSSE SEPTIQUE (NDduBC)

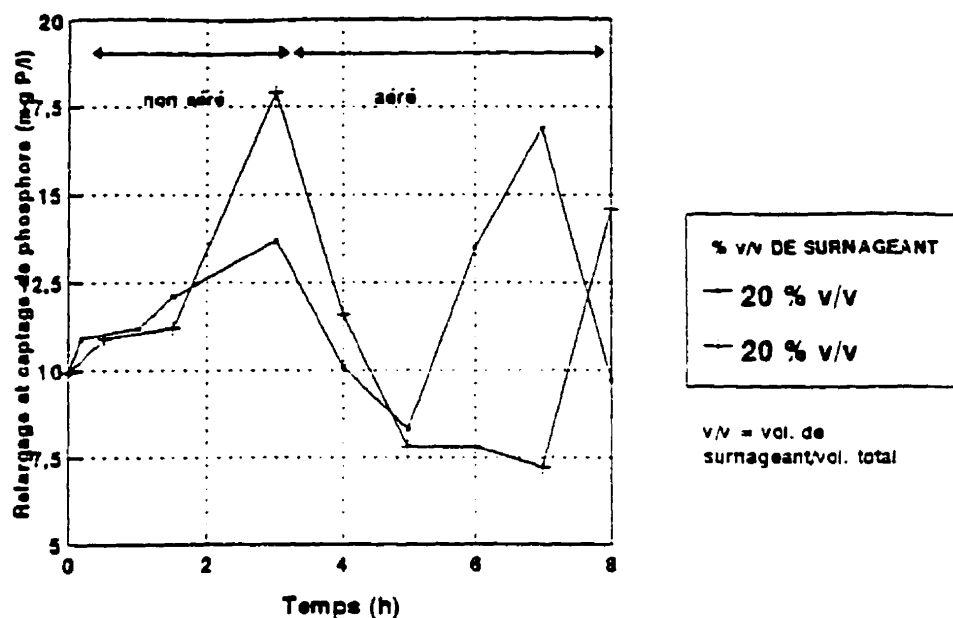


FIGURE 3.3: RÉSULTATS D'ESSAI No 2 SUR LE RELARGAGE ET LE CAPTAGE DE PHOSPHORE POUR 20% v/v DE SURNAGEANT DE FOSSE SEPTIQUE (NDuBC)

L'essai no 3 a montré qu'il était possible d'observer un relargage de phosphore lorsqu'une certaine quantité de surnageant de fosse septique était ajoutée à une biomasse déphosphatante avec un pourcentage de polyphosphate de 4,5 % (% P/MVES [3,0 % (% P/MES)]). Le but de l'essai no 3 était d'évaluer l'effet qu'aurait, une quantité croissante de volume de surnageant de fosse septique sur le relargage et le captage de phosphore. Les volumes d'eau surnageante des trois essais par rapport au volume total était respectivement de 10%, 20% et 40%. La quantité de biomasse dans chacun des réacteurs était la même pour tous les essais. La concentration d'acétate dans le surnageant était de 25 mg HAc/l. Les concentrations de nitrites/nitrates et d'azote ammoniacal ont été évaluées tout au long des essais. Les résultats bruts de l'essai sont présentés à l'annexe A.

Plus le volume de surnageant de fosse septique était élevé, plus il y avait de relargage de phosphore (voir figure 3.4). Cependant, le témoin négatif (0 mg HAC/l) et les deux plus petits volumes de fosse septique (10% v/v et 20% v/v) ont tous démontré des relargages de phosphore semblables, soit $1,0 \pm 0,1$ mg P pour des concentrations initiales d'acétate de 0, 2,6 et 5,2 mg HAC/l respectivement (l'acétate provenait du surnageant de fosse septique). Donc, en deçà de 5,2 mg de HAC/l, pour l'essai no 3, le relargage de phosphore n'était pas amélioré par l'ajout de surnageant de fosse septique. Lorsque le volume de surnageant de fosse septique était de 40% v/v, le relargage de phosphore était plus significatif, soit 2,1 mg de P pour 10,4 mg de HAC.

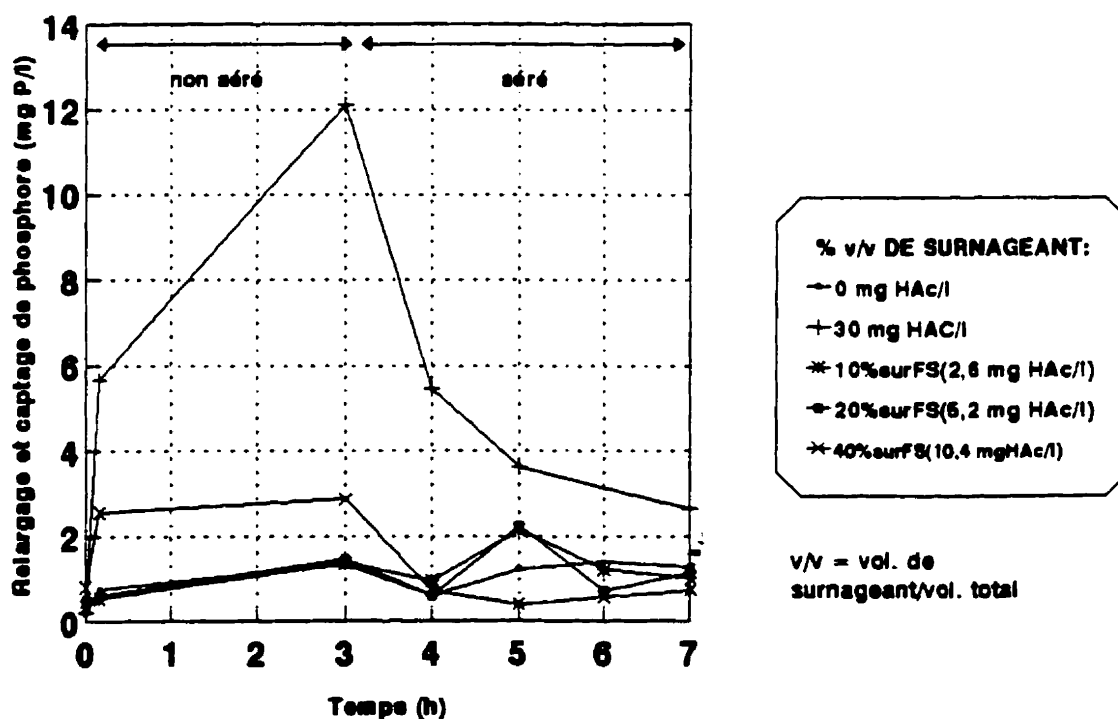


FIGURE 3.4: RÉSULTATS D'ESSAI No 3 SUR LE RELARGAGE ET LE CAPTAGE DE PHOSPHORE POUR DES VOLUMES CROISSANTS DE SURNAGEANT DE FOSSE SEPTIQUE (BIOMASSE DE LABORATOIRE)

Certains auteurs ont établi un lien entre la quantité de phosphore relargué et l'acétate consommé lors de la période anaérobie. Il s'agit en moles de P relargué par moles de HAc consommé de 0,5 (Siebritz et al., 1983), 0,9 (Fukase et al., 1982), 1,5 (Arvin, 1985) et 1,51 (Comeau et al., 1987). En ce qui nous concerne, la quantité de phosphore relargué par acétate consommé pour le témoin positif a été évaluée à 0,77 mol de P relargué par mol de HAc consommé (voir le tableau 3.6 pour un résumé des rapports de relargage de phosphore par rapport à la consommation d'acétate pour chacun des échantillons de l'essai no 3). Les rapports mole de P relargué/mole de HAc consommé du témoin positif et de l'échantillon contenant 40 % v/v se situent dans la plage de données recueillies par les auteurs cités ci-dessus. Si on compare les rapports calculés pour l'essai, nous pouvons remarquer pour une même biomasse une fluctuation significative, soit de 0,35 mol/mol à 0,93 mol/mol. Les rapports calculés pour les échantillons contenant 10 % et 20 % de surnageant de fosse septique pourraient être rejetés à cause du faible relargage de phosphore observé, tandis que l'échantillon contenant 40 % v/v de surnageant a montré un relargage et un captage de phosphore plus significatif. Malgré ce fait, le rapport entre le nombre de moles de phosphore relargué et le nombre de moles d'acétate consommé était inférieur à celui observé pour le témoin positif. Or, pour une même biomasse alimentée par le même substrat, soit de l'acétate, on observe des rapports différents. Il semble donc que le lien qui pourrait exister entre le relargage de phosphore et la quantité d'acétate en condition anaérobie pourrait dépendre de la source de l'acétate ou encore du fait qu'il y a dans le surnageant de fosse septique d'autres produits qui pourraient empêcher d'atteindre un relargage semblable à celui atteint lorsque l'acétate provient d'une solution d'acétate pur.

Tableau 3.6: P relargué/HAc consommé en mg/mg et mol/mol pour l'essai no 3

Échantillon	Sans considérer la dénitrification	En considérant la dénitrification ⁽¹⁾
témoin négatif (0 mg HAc/l)	n.a.	n.a.
témoin positif (30 mg HAc/l)	0,40 mg/mg 0,77 mol/mol	0,48 mg/mg 0,93 mol/mol
10% v/v de surnageant	0,39 mg/mg 0,75 mol/mol	⁽²⁾
20% v/v de surnageant	0,18 mg/mg 0,35 mol/mol	⁽²⁾
40% v/v de surnageant	0,20 mg/mg 0,38 mol/mol	0,44 mg/mg 0,86 mol/mol

⁽¹⁾Selon Comeau et al. (1990b) les besoins de la dénitrification sont de 3 mg HAc/mg NO₃-N

⁽²⁾l'acide acétique a été complètement utilisé pour les besoins de la dénitrification

La présence de nitrates lorsque l'acétate n'est pas en excès peut réduire le relargage de phosphore en condition anaérobie (Comeau et al., 1990b). Lors de l'essai no 3, la concentration initiale de nitrates était de $1,8 \pm 0,1$ mg N/l pour tous les échantillons. Comeau et al. (1990b) ont montré que, lorsqu'il n'y a pas présence excessive d'acétate, la disponibilité de cette substance pour le stockage de carbone responsable du relargage de phosphore est réduite d'environ 3 mg HAc/mg NO₃-N. Ils ont observé ce lien à une concentration initiale d'acétate de 46 mg HAc/l. A partir de 94 mg HAc/l, les nitrates n'avaient aucun effet inhibiteur. Si on considère que l'acétate n'était pas présent en excès lors de l'essai no 3, ce qui est une affirmation raisonnable, et que le rapport de 3 mg HAc par mg de nitrates présent alloué à la dénitrification est applicable, il est possible de calculer de nouveau le rapport entre le phosphore relargué et l'acétate utilisé pour le relargage en tenant compte des besoins de la dénitrification

(voir tableau 3.6). L'acétate disponible pour le stockage de carbone responsable du relargage de phosphore est réduit de 30,0 à 24,9 mg HAc et de 10,4 à 4,7 mg HAc, ce qui se traduit par un rapport de 0,92 et de 0,85 mol de P relargué par mol de HAc consommé pour le témoin positif et l'échantillon contenant 40% v/v respectivement. La différence qui pouvait exister entre le rapport de phosphore relargué et l'acétate consommé est réduite considérablement lorsque les besoins de la dénitrification sont considérés. Malgré la réduction de l'écart des rapports calculés, celui du témoin positif demeure plus élevé que celui contenant 40% v/v de surnageant. Il semblerait donc que la source d'acétate (solution stock ou surnageant de fosse septique) ait un effet notable, quoique réduit, sur le relargage de phosphore par rapport à l'acétate consommé lorsque les besoins de la dénitrification sont pris en compte.

On a observé pour les échantillons de 10 % et de 20 % v/v que l'acide gras volatil était utilisé complètement pour la transformation des nitrates. Ceci explique bien le faible relargage commun à ces échantillons et au témoin négatif. Il est donc bien probable que la concentration de nitrates a joué là un rôle décisif comme l'ont suggéré Comeau et al. (1990b).

Dans le cadre de l'essai no 3, on a également observé un captage de phosphore en condition aérobie pour chacun des échantillons à divers degrés. C'est le témoin positif qui a capté le plus de phosphore; toutefois, la concentration n'a pas diminué sous la barre visée de 1,0 mg P/l, soit la norme québécoise (Meunier, 1995). Le captage de phosphore s'est étendu sur une période d'au moins quatre heures pour le témoin positif. Quant aux échantillons du surnageant de fosse

septique, leur concentration de phosphore est descendue jusqu'à moins de 1,0 mg P/l dans l'heure suivant le commencement de l'aération, après quoi un relargage a pu être observé de nouveau en condition aérobie. Il est important de noter qu'une faible concentration d'acétate dans l'alimentation semble mener à une période de captage de phosphore relativement courte et donc à un relargage de phosphore en condition aérobie peu de temps après le début de l'aération.

Les essais nos 4 et 5 ont montré que la source d'acétate semble avoir un effet sur la quantité de phosphore relargué de phosphore par acétate consommée. Le but des essais était de faire le point sur l'effet que pourrait avoir la source d'acétate lors de la déphosphatation biologique. Il s'agit ici d'acétate provenant soit de solution stock, soit du surnageant de fosse septique. Ces essais ont également servi à observer le comportement de la biomasse lorsqu'elle est alimentée par le surnageant de fosse septique. Pour ce faire, le relargage et le captage de phosphore pour un témoin positif (40 mg HAc/l à partir de solution stock), un échantillon contenant 40 % v/v de surnageant de fosse septique et un échantillon de 40 % v/v de surnageant plus 40 mg HAc/l à partir de solution stock ont été examinés (voir figures 3.5a et 3.5b).

Les pourcentages de polyphosphate calculés pour les essais nos 4 et 5 étaient élevés, soit 7,8 % (%P/MES) ou 11,8 % (%P/MVES) et 4,6 % (%P/MES) ou 6,5 % (%P/MVES) respectivement. La concentration d'acétate dans le surnageant de fosse septique était de 75 mg HAc/l pour l'essai no 4 et de 20 mg HAc/l pour l'essai no 5. Or le relargage de phosphore attribué à l'acétate provenant du surnageant de fosse septique s'est montré très faible pour l'essai no 5, alors que,

pour l'essai no 4, la concentration plus élevée d'acétate dans le surnageant a permis d'observer un relargage plus important. Les résultats bruts sont présentés dans l'annexe A.

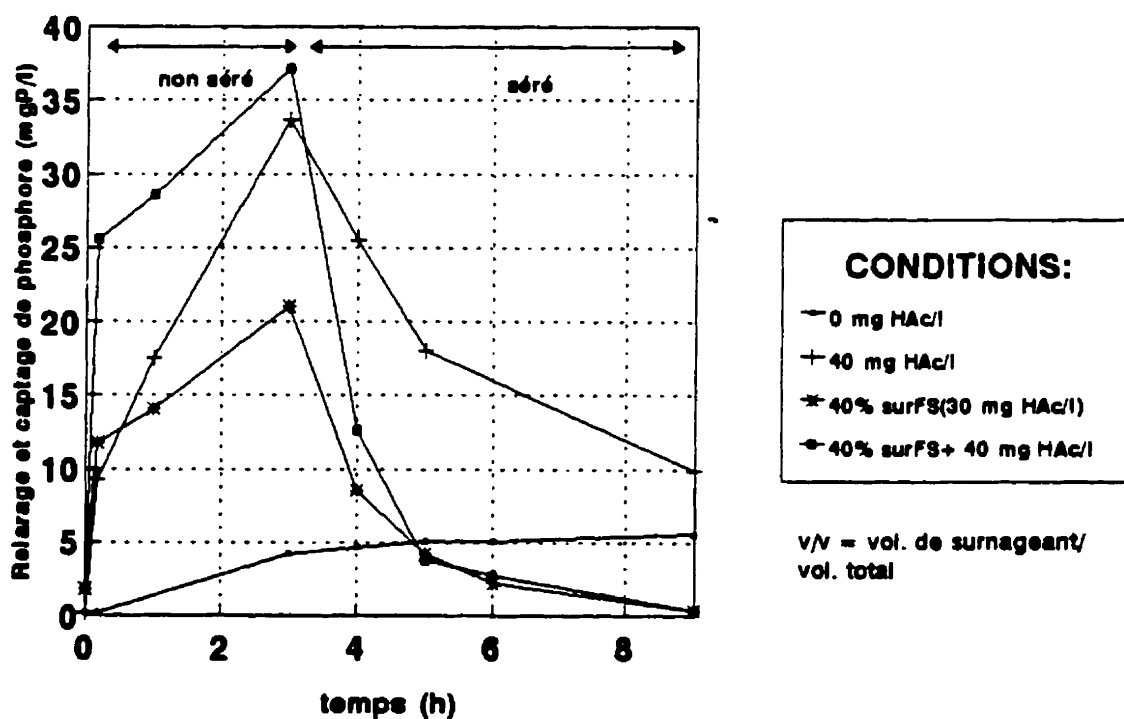


FIGURE 3.5A: RÉSULTATS D'ESSAI No 4 SUR L'EFFET DE LA SOURCE D'ACÉTATE - ACÉTATE A PARTIR DE SOLUTION STOCK vs. SURNAGEANT DE FOSSE SEPTIQUE (BIOMASSE DE LABORATOIRE)

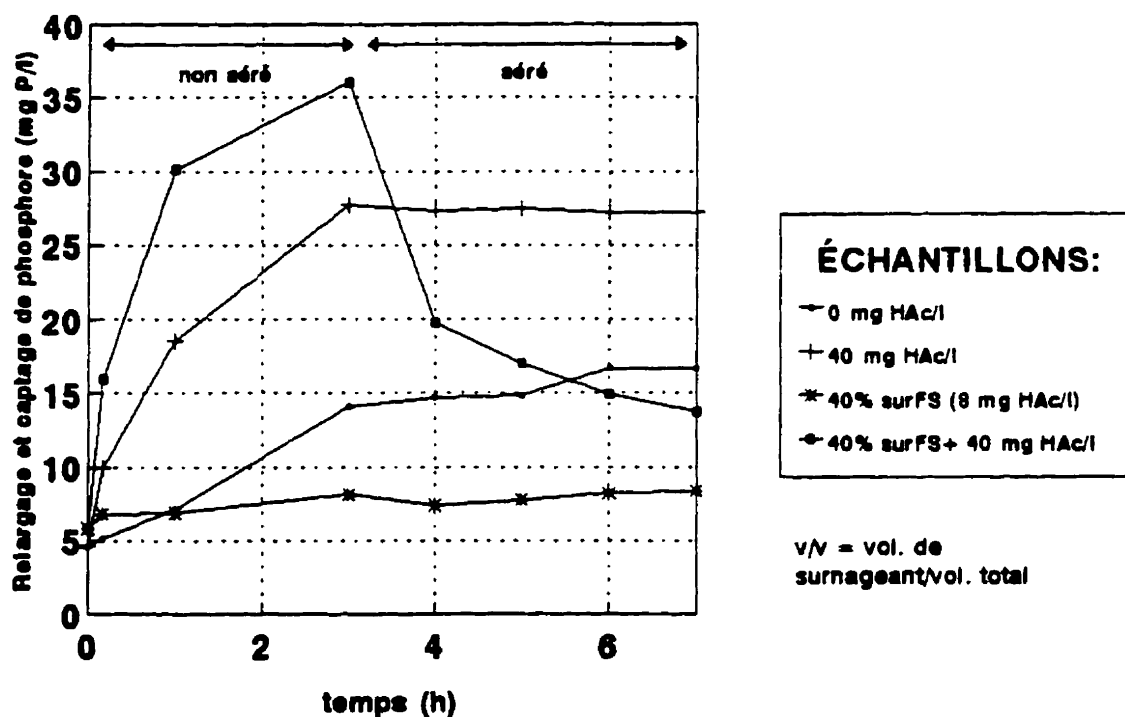


FIGURE 3.5B: RÉSULTATS D'ESSAI No 5 SUR L'EFFET DE LA SOURCE D'ACÉTATE - ACÉTATE A PARTIR DE SOLUTION STOCK vs. SURNAGEANT DE FOSSE SEPTIQUE (BIOMASSE DE LABORATOIRE)

Le relargage de phosphore par rapport à la consommation d'acétate a varié selon la source d'acétate (voir tableau 3.7). Pour l'essai no 4, le témoin positif a montré un relargage de phosphore par acétate consommé supérieur à celui des échantillons contenant un volume de surnageant, soit 1,75 mol P relargué/mol HAc consommé. Les deux échantillons avec le surnageant de fosse septique, avec ou sans addition d'acétate de solution stock, ont montré des résultats très semblables en ce qui a trait à la consommation d'acétate par relargage de phosphore. Pour l'essai no 5, la faible concentration d'acétate dans le surnageant de fosse

septique (= 20 mg HAc/l) combinée à la concentration relativement élevée de nitrate (= 2,9 mg N/l) a fait en sorte que l'échantillon contenant seulement un volume de surnageant de fosse septique a relargué une très petite quantité de phosphore. De plus, si l'on considère une demande de carbone pour la dénitrification, l'acétate restant pour la déphosphatation biologique selon l'hypothèse de Comeau et al. (1990b) est nul. Toutefois, un relargage important a été noté pour les échantillons de l'essai no 5 où il y a eu ajout d'acétate à partir de solution stock. La quantité de phosphore relargué par acétate consommé a été très semblable pour les deux échantillons, sans égard au volume de surnageant de fosse septique ajouté, soit 1,43 et 1,49 mol de phosphore relargué par mol de HAc consommé pour l'échantillon sans surnageant et avec surnageant respectivement.

Tableau 3.7: P Relargué/HAc consommé en mg/mg et mol/mol (entre parenthèses) pour les essais no 4 et 5

Essai	Essai no 4		Essai no 5	
échantillon	sans DN	avec DN	sans DN	avec DN
témoin positif (40 mg HAc/l)	0,84 (1,62)	0,90 (1,75)	0,58 (1,12)	0,74 (1,43)
40 % v/v surnageant	0,48 (0,93)	0,55 (1,06)	0,29 (0,56)	(¹⁾)
40 % v/v + 40 mg HAc/l	0,50 (0,98)	0,53 (1,03)	0,63 (1,22)	0,77 (1,49)

⁽¹⁾ L'acide acétique a été complètement utilisé pour les besoins de la dénitrification (HAc résultante après que le rapport de 3 mg HAc/mg NO₃-N soit appliqué est < 0 mg)

En ce qui a trait au rapport phosphore relargué/acétate consommé, les essais nos 4 et 5 démontrent que l'acétate à partir de solution stock est favorisé par rapport à l'acétate provenant du surnageant de fosse septique. Deux hypothèses peuvent être avancées pour expliquer ce phénomène: soit que l'acétate de la solution stock est plus facilement assimilable par la biomasse, soit que le surnageant de fosse septique contient un produit associé ou non à l'acétate qui empêche l'assimilation de cette substance. Cependant, certaines particularités de l'essai no 5 mènent à croire que la première hypothèse pourrait être la bonne, à savoir que l'acétate à partir de solution stock est plus facilement assimilable. En effet, lors de l'essai no 5, le relargage de phosphore par acétate consommé était pratiquement identique pour l'échantillon contenant 40 mg HAc/l de solution stock et pour l'échantillon contenant 40 mg HAc/l de solution stock plus 40% v/v de surnageant où il n'y avait pratiquement aucun apport d'acétate. En conséquence, il n'y a probablement pas de produit qui nuise à l'assimilation de l'acétate par la biomasse dans le surnageant de fosse septique.

Le captage de phosphore lors de l'aération pour l'essai no 4 a montré qu'il était possible de recapter le phosphore jusqu'à une concentration résiduelle de moins de 1,0 mg P/l avec le surnageant de fosse septique comme alimentation de la biomasse. Le taux de captage le plus élevé pour tous les échantillons, soit de 8,1 à 24,5 mg P/h (voir figure 3.5a) a été dans l'heure suivant le début de l'aération. Bien que le relargage de phosphore semblait être supérieur pour les échantillons avec l'acétate de la solution stock, le taux de captage de phosphore a été plus important pour les échantillons contenant le surnageant de fosse septique que pour les

échantillons contenant de l'acétate à partir de solution stock. L'essai no 3 avait également montré une capacité de captage plus élevé pour les échantillons contenant une certaine quantité de surnageant de fosse septique. Contrairement à l'essai no. 3, aucun relargage de phosphore en période aérobie n'a été observé dans les six heures suivant le début de l'aération.

Dans le cas du témoin positif (40 mg HAc/l) de l'essai no 5 le captage de phosphore a été nul, alors qu'en condition aérobie on peut s'attendre à ce que la biomasse déphosphatante puisse capter le phosphore. Une biomasse déphosphatante peut toutefois relarguer du phosphore en condition aérobie s'il y a une absence de substrat. On peut donc croire que le manque de substrat est la cause du très faible captage de phosphore pour le témoin positif de l'essai no 5.

3.4 CONCLUSIONS

Les conclusions de la partie de la recherche portant sur la déphosphatation biologique sont présentées en trois sections: celles concernant le surnageant de la fosse septique, la biomasse déphosphatante et le relargage et captage de phosphore.

3.4.1 SURNAGEANT DE FOSSE SEPTIQUE

La variation des valeurs des paramètres du surnageant de la fosse septique situé à St-Paul-d'Abottsford (Québec) doit être prise en considération. La plupart des concentrations mesurées étaient comprises dans la plage de valeurs tirées de la littérature. Cependant, la concentration de l'acétate, pour laquelle la littérature fournit peu de valeurs de référence, a varié considérablement, allant de 20 à 75 mg HAc/l. Les essais ont démontré que pour une concentration faible d'acétate dans l'eau surnageante de la fosse septique, soit moins de 26 mg HAc/l, il est difficile d'obtenir une déphosphatation biologique adéquate, et ce, même lorsque le pourcentage de polyphosphates de la biomasse est élevé. Puisque le surnageant de fosse septique constitue l'alimentation du RBS de l'OxySéquenceur^{MC}, la santé et même la survie de la biomasse déphosphatante dépend de la concentration d'acétate dans le surnageant.

Un échantillonnage de surnageant de plusieurs fosses septiques pourrait s'avérer indispensable afin de mieux cerner le type d'alimentation que pourrait recevoir le RBS de l'OxySéquenceur^{MC}.

Les fosses septiques échantillonnées devraient être choisies avec soin afin qu'elles représentent bien l'étendue de débit, le type d'eau et les changements hydrauliques qu'ECO Equipement souhaiterait traiter avec l'OxySéquenceur^{MC}.

3.4.2 BIOMASSE DÉPHOSPHATANTE

Les pourcentages de polyphosphates des biomasses de laboratoire ont été très élevés comparativement à ceux des biomasses des usines où la déphosphatation biologique est pratiquée. C'est pourquoi; bien que nous ayons observé une déphosphatation biologique lors des essais lorsque la biomasse était alimentée avec du surnageant de fosse septique, il faut être conscient qu'on retrouve rarement de telles concentrations de polyphosphates dans les installations réelles. Il s'agira donc de déterminer le pourcentage de polyphosphates qu'il sera possible d'obtenir lorsqu'une biomasse est alimentée d'un surnageant de fosse septique et de vérifier si ce pourcentage est suffisant pour la déphosphatation biologique.

3.4.3 RELARGAGE ET CAPTAGE DE PHOSPHORE

L'essai no 3 a servi à démontrer, entre autres, que, plus le volume de surnageant de fosse septique, et donc la concentration d'acétate était élevé meilleur était l'enlèvement du phosphore. En deçà de 5,2 mg HAc/l dans le réacteur, aucun enlèvement significatif n'a pu être observé avec la biomasse utilisée, probablement à cause de l'utilisation de l'acétate pour les besoins de

la dénitrification.

Le rapport qui pourrait exister entre le nombre de moles de phosphore (P) relargué et le nombre de moles d'acétate (HAc) consommé cité par plusieurs auteurs sont entre 0,5 à 1,51 a été vérifié pour la plupart des essais. Seuls les essais avec des concentrations initiales d'acétate très faibles ($< 5,2$ mg HAc/l) ont eu des rapports inférieurs à ceux de la littérature, et ce, autant en considérant les besoins de la dénitrification ou en ne les considérant pas. Pour une même biomasse, le rapport P relargué/HAc consommé a été constamment supérieur pour les essais exécutés avec l'acétate à partir de solution stock plutôt qu'avec l'acétate provenant du surnageant de fosse septique. Les essais ont indiqué que cela était probablement dû à une facilité accrue de la biomasse à assimiler l'acétate à partir de solution stock. La possibilité qu'un produit inhibiteur se trouve dans le surnageant de fosse septique a été écartée.

La discordance qui existe entre le rapport de relargage de phosphore et la consommation d'acétate implique que dans les recherches éventuelles sur l'OxySéquenceur^{MC} il serait préférable d'utiliser un surnageant de fosse septique plutôt que d'essayer de fabriquer un surnageant synthétique à partir d'une caractérisation quelconque.

La présence de nitrates a eu un effet néfaste sur l'efficacité de la déphosphatation biologique, même lorsqu'ils étaient en faibles concentrations (ex. $1,0$ mg N/l). Il a été estimé, selon Comeau et al. (1990b), que la disponibilité de l'acétate pour le stockage de carbone responsable du

relargage de phosphore est réduite d'environ 3 mg HAC par mg NO_3^- - N. En ce qui concerne les essais où la concentration de nitrate était assez élevée pour que les besoins de la dénitrification diminuent la concentration d'acétate disponible nécessaire au relargage de phosphore, la valeur de la réduction de l'acétate de 3 mg HAC/mg NO_3^- - N suggérée par Comeau et al. (1990b) a semblé adéquate. De plus, pour les essais où la concentration initiale d'acétate, en tenant compte de la dénitrification, a été réduite à zéro, le relargage de phosphore était semblable à celui du témoin négatif (aucun acétate), ce qui souligne encore l'importance qui doit être accordée à la présence de nitrates.

CHAPITRE 4

SORPTION DES PHOSPHATES SUR L'ALUMINE ACTIVÉE

4.1 INTRODUCTION:

Le but des essais de laboratoire avec l'alumine activée était de déterminer sa capacité de sorption pour divers conditionnements, ainsi que pour des conditions d'alimentation variées, et d'évaluer ensuite la faisabilité d'utiliser une forme quelconque de ce média comme sorbant de phosphate pour le procédé OxySéquenceur^{MC}.

La capacité de sorption de l'alumine activée, évaluée par des essais en cuvée, mieux connu sous le nom de *jar test*, a été déterminée pour plusieurs conditionnements. Ensuite, c'est l'effet des conditions d'alimentation sur la capacité de sorption qui a été évalué. La figure 4.1 schématise les essais de conditionnement et les paramètres d'alimentation étudiés.

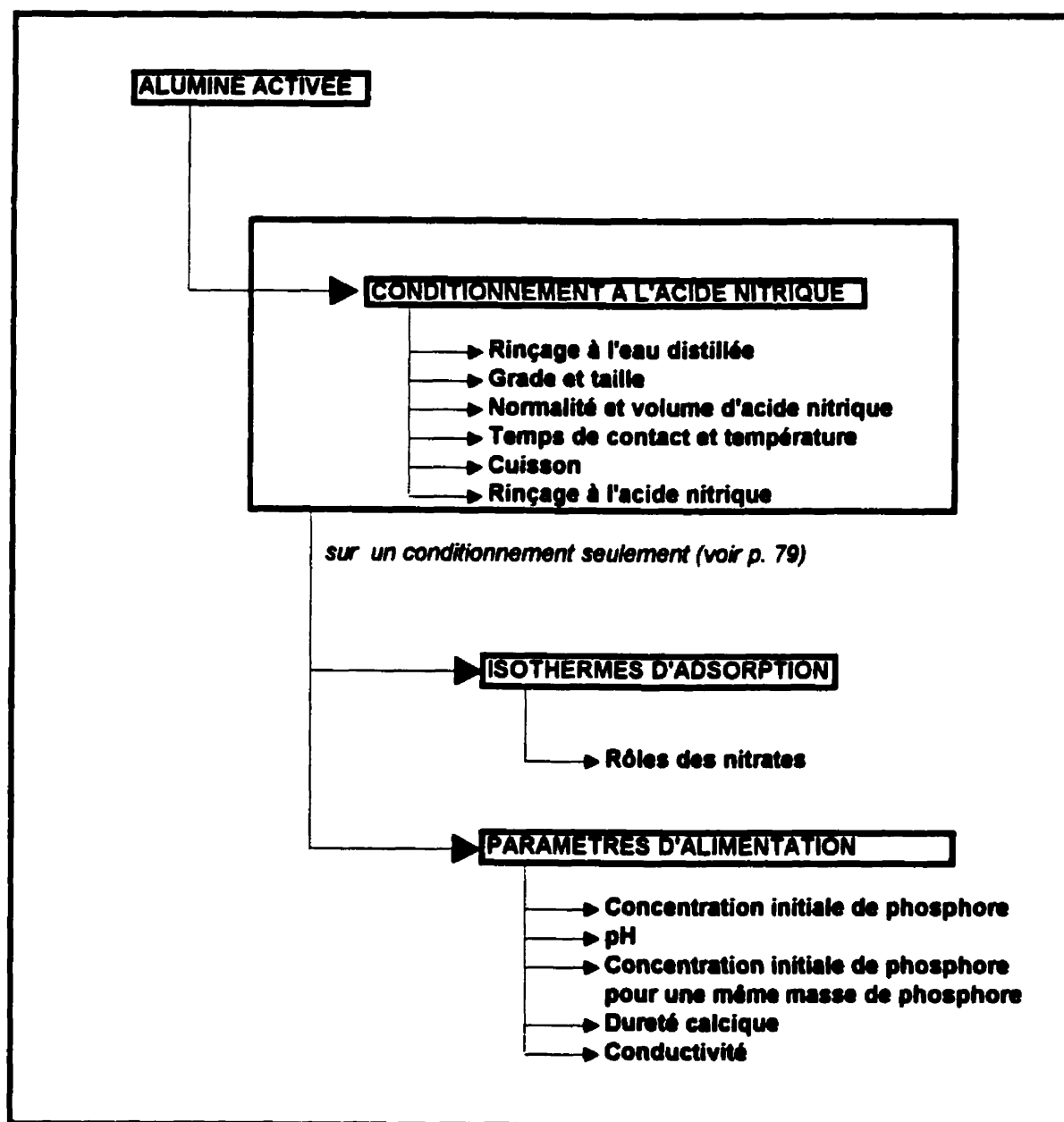


Figure 4.1: Schéma des essais sur l'étude de l'effet des conditionnements et des variations des paramètres d'alimentation sur l'efficacité de sorption de l'alumine activée

4.2 MATÉRIEL ET MÉTHODE

4.2.1 MATÉRIEL

L'alumine activée utilisée pour les essais en cuvée proviennent d'Alcan Chemicals. Les grades 200, 300 et 400 ont été retenus; leurs propriétés physiques sont spécifiées au tableau 4.1.

Tableau 4.1: Propriétés physiques de l'alumine activée de grade 200, 300 et 400 d'Alcan Chemicals

Propriétés physiques	Grade AA-200	Grade AA-300	Grade AA-400
densité apparente(g/cm ³)	0,75	0,72	0,65
surface spécifique(m ² /g)	270 - 290	350 - 380	350 - 380
volume des pores (cm ³ /g)	n.d.	0,44	0,50
attrition (p/p %)	< 0,1	0,1	0,5 - 1,0
force de broyage (kg)	n.d.	18 - 23	14 - 16

L'affluent synthétique contenant les phosphates a été préparé à partir de $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ et d'eau de robinet, sauf indication contraire. Seule l'analyse de l'effet de la variation de la dureté calcique (ion de calcium) a été effectuée avec un affluent fait d'eau distillée.

Les propriétés de l'eau de robinet et de l'eau distillée utilisées sont données aux tableaux 4.2 et 4.3, et les résultats bruts figurent dans l'annexe B. Les analyses d'alcalinité, de dureté et de conductivité ont été réalisées à plusieurs reprises tout au long des essais.

Tableau 4.2: Propriétés physiques de l'eau de robinet

alcalinité totale (mg/l CaCO_3)	90 ± 5
dureté totale (mg/l CaCO_3)	130 ± 10
dureté calcique (mg/l CaCO_3)	85 ± 5
dureté magnésienne (mg/l CaCO_3)	45 ± 5
conductivité ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	325 ± 5
pH	$7,0 \pm 0,1$

Tableau 4.3: Propriétés physiques de l'eau distillée

alcalinité totale (mg/l CaCO_3)	10 ± 2
dureté totale (mg/l CaCO_3)	18
conductivité ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	4
pH	5,9

Les appareils utilisés pour les analyses sont répertoriés au tableau 3.1.

4.2.2 MÉTHODE

A. MÉTHODE GÉNÉRALE

La vitesse de rotation des pales de l'appareil de jar test utilisé a été réglée à 100 rpm pour tous les essais.

Pour les besoins de l'analyse, les volumes d'échantillon nécessaires ont été extraits des béchers à l'aide d'une seringue rincée deux fois avec la solution dans le but d'assurer l'homogénéisation du volume extrait. Le volume extrait a ensuite été immédiatement filtré sur filtre Gelman (0,45 μm).

Le tableau 3.1 résume les méthodes d'analyse.

B. CONDITIONNEMENT DE L'ALUMINE ACTIVÉE

Le conditionnement de l'alumine activée devait permettre d'en augmenter la capacité de sorption. Le conditionnement à l'acide nitrique a été choisi sur la base des informations données dans la littérature. Préablement au conditionnement, l'alumine activée a été rincée à l'eau distillée ou à l'eau de robinet, selon l'essai, et ensuite séchée à 103°C jusqu'à évaporation complète de l'eau. Quelques conditionnements ont également été réalisés sans que l'alumine activée soit

préalablement rincée.

Afin d'évaluer la meilleure façon de conditionner l'alumine activée, on a étudié les différents éléments et conditions suivants:

- a. le rinçage à l'eau distillée;
- b. le grade (AA-200, AA-300, AA-400) et la taille initiale des particules (poudre, 14 * 28, 8 * 14, 4 * 8 mesh);
- c. la normalité et le volume d'acide nitrique par gramme d'alumine activée (0,25, 0,50, 1,0 N);
- d. la cuisson de l'acide nitrique et de l'AA à 103°C;
- e. la température du mélange et le temps de contact entre l'AA et l'acide nitrique (24°C, 40°C, 50°C; 1 h, 3 h, 24 h);
- f. le rinçage à l'acide nitrique (avec ou sans).

Afin de comparer le rendement de chacun des conditionnements, la capacité de sorption (mg de phosphore adsorbé par gramme d'alumine activée conditionnée) a été évaluée après 24 heures de mélange. Des concentrations d'alumine activée conditionnée de 250 à 2000 mg/l ont été mises dans un bécher de 900 ml contenant un affluent synthétique (voir tableaux 4.2 et 4.3) contenant environ 20 mg P/l. Au total, on a évalué la capacité de sorption de 57 conditionnements de l'alumine activée (voir l'annexe B).

C. ÉVALUATION DE LA VARIATION DES CONDITIONS D'ALIMENTATION

Les effets de la variation des conditions d'alimentation suivantes ont été étudiés sur un seul conditionnement présenté ci-dessous:

- a. alumine activée de grade (AA-400)
- b. taille de particules (poudre)
- c. rinçage (à l'eau distillée)
- d. normalité de l'acide (1,0 N)
- e. volume d'acide/g AA (200 ml/g AA)
- f. température (50°C)
- g. temps de contact (1 heure)
- h. cuisson à 103°C

La simplicité de ce conditionnement a fait en sorte qu'il a été choisi pour les essais de variation des paramètres d'alimentation.

Les paramètres d'alimentation qui ont été variées pour l'alumine activée conditionnée sont décrits ci-dessous:

- a. concentration initiale d'alumine activée (250 à 2000 mg/l)
- b. concentration initiale de phosphate dans l'affluent (6 à 22 mg/l)
- c. pH (3 à 9)
- d. concentration initiale de calcium (dureté calcique) (0 à 200 mg Ca^{2+} /l)
- e. conductivité (300 à 5000 $\mu\text{S}/\text{cm}$)
- f. ajout d'une masse de phosphore ($\approx$ 6,5 mg) à partir de concentration initiale de phosphore variées dans l'affluent (43,6 à 167,1 mg P/l)

Le tableau 4.4 présente une synthèse des essais en cuvette qui ont servi à évaluer les effets de différentes conditions d'alimentation sur l'enlèvement du phosphore par l'alumine activée

conditionnée à l'acide nitrique.

Tableau 4.4: Synthèse des essais en cuvée

Effet étudié	Conc. init. d'AA (mg/l)	conc. init. de P (mg/l)	Durée de l'analyse, h
variation de [AA] _i	250, 500, 1000, 1500, 2000	20	24
variation de [PO ₄ ³⁻] _i	1000	6, 10, 18, 22	3
pH (3, 5, 6, 6,9, 9)	1000	20	24
dureté (0, 40, 80, 140, 200 mg Ca ²⁺ /l)	1000	20	24
conductivité (300, 600, 1000, 2000, 5000 µS/cm)	1000	20	24

Nous avons fait varier le pH en ajoutant soit de l'acide chlorhydrique (HCl 1,0 N), soit de la soude (NaOH 1,0 N). Nous avons fait varier la concentration initiale de calcium avec l'ajout de CaCl₂. Quant à la conductivité, on l'a modifiée en ajoutant du NaCl.

La détermination de l'effet de la dilution sur l'adsorption s'étant avérée impossible dans le cadre d'un essai en cuvée conventionnel. Nous avons plutôt réalisé des expériences pour lesquelles des solutions phosphatées de concentration différentes ont été ajoutées aux masses d'alumine activée dans 5 béchers contenant chacun initialement 1,0 gramme d'alumine activée.

Le tableau 4.5 présente les caractéristiques des solutions phosphatées utilisées. Après une période de 24 h, un volume fixe d'affluent (ayant une masse de phosphore d'environ 6,5 mg) était ajouté au volume déjà présent. La prise d'échantillon, toujours avec une seringue, était cependant modifiée pour ce test. Afin de préserver la quantité d'alumine activée conditionnée présente dans la solution, les volumes d'échantillon prélevés ont été centrifugés pendant 15 minutes et ensuite filtrés sur filtre Gelman 0,45 μm . L'alumine activée issue de la centrifugation était ensuite retournée dans le bécher.

Tableau 4.5: Concentrations et volumes des solutions phosphatées utilisées afin de déterminer les effets de la concentration initiale de phosphore sur la sorption

Bécher no	Conc. de phosphore (mg P/l)	Volume ajouté après 24h	Masse de P ajoutée/d (mg P/d)
A	43,6	151	6,6
B	85,7	75,5	6,5
C	108,7	60,4	6,6
D	132,7	46,5	6,2
E	167,1	37,8	6,3

4.3 RÉSULTATS & DISCUSSION

4.3.1 CONDITIONNEMENT DE L'ALUMINE ACTIVÉE

On trouve dans l'annexe B les capacités de sorption pour tous les conditionnements évalués. Dans les sections qui suivent, on décrit les effets qu'ont eus les différents types de conditionnement sur la capacité de sorption de l'alumine activée pour le phosphore.

A. RINÇAGE À L'EAU DISTILLÉE

La plupart des auteurs cités dans la revue de littérature procédaient par un rinçage à l'eau distillée de l'alumine activée avant son utilisation. Cependant, il semble, d'après nos résultats, que le rinçage n'apporte aucun avantage appréciable quant à l'augmentation de la capacité de sorption de l'alumine activée.

Le tableau 4.6 montre les capacités de sorption de l'alumine activée évaluées pour différents conditionnements. Dans tous les cas, la seule variable modifiée était l'eau de rinçage: eau distillée ou eau de robinet. À l'annexe B on trouve les détails des conditionnements de chacun des essais. On peut toutefois noter la différence considérable de capacité de sorption entre les essais nos 25 et 26 et les 8 autres essais. Pour les essais 25 et 26, l'alumine activée était sous forme de poudre, tandis que des particules de taille plus importantes ont servi pour les 8 autres

essais. La plus grande surface d'adsorption de la poudre est responsable de la différence de capacité.

Tableau 4.6: Capacités de sorption pour des échantillons préalablement rincés ou pas rincés (mg P/g AA)

Échantillon rincé		Échantillon non-rincé		Diff. (%)
cap. de sorption (mg P/g AA)	no de l'essai ⁽¹⁾	cap. de sorption (mg P/g AA)	no de l'essai	(+ rincé) (- non rincé)
74,1	25	73	26	+ 1,5 %
1,6	38	1,6	39	0 %
2,6	43	3,2	44	- 18,8 %
3,7	48	3,5	49	+ 5,4 %
4,1	53	4,0	54	+ 2,4 %

⁽¹⁾ voir annexe B pour les conditions détaillées de chacun des essais

D'après les résultats obtenus, il serait difficile d'affirmer que le fait de rincer l'alumine activée est bénéfique avant de procéder au conditionnement. De plus, pour les essais nos 43 et 44, l'échantillon non rincé a montré une capacité significativement supérieure (= 18,8 %) à celle de l'échantillon rincé.

B. GRADE ET TAILLE

Trois grades d'alumine activée ont été examinés, soit AA-200, AA-300 et AA-400. Il est à noter que la surface spécifique des grades AA-300 et AA-400 (350 à 380 m²/g) est supérieure à celle

du grade AA-200 (270 à 290 m²/g) (voir tableau 4.1). Les résultats de l'essai visant à étudier le grade et la taille initiale des particules sont répertoriés au tableau 4.7.

Tableau 4.7: Capacités de sorption pour des aluminés activées de grade et taille variés

Taille des particules	Grade de l'alumine activée					
	AA-200		AA-300		AA-400	
	cap. ⁽¹⁾	no	cap.	no	cap.	no
poudre	n.d.	-	n.d.	-	76,2	26 et 27 ⁽²⁾
14 * 28 mesh	69,1	37	n.d.	-	n.d.	-
8 * 14 mesh	n.d.	-	58,2	36	78,8	30
4 * 8 mesh	n.d.	-	n.d.	-	30,3	33

(1) capacité exprimée en mg P/g AA

(2) moyenne des essais nos 26 et 27

n.d. = non disponible au moment de l'essai

Il semble que le grade d'alumine activée ainsi que la taille initiale des particules jouent un rôle important sur la capacité de sorption. Toutefois, il est impératif de noter qu'une fois conditionnée à l'acide nitrique, l'alumine activée se retrouvait sous forme de poudre peu importe la taille initiale choisie. Autrement dit, la taille de particule utilisée pour les essais en cuvette était pratiquement toujours la même. Seule l'alumine activée lors de l'essai no 33 (taille 4 * 8 mesh et grade AA-400) a maintenu une taille de particule supérieure à celle de la poudre. Cependant, si l'on se fie aux résultats obtenus lors des essais avec l'alumine activée de grade AA-400, il semble que la taille initiale de particules influence la capacité de sorption seulement à partir d'un diamètre supérieur à 2,0 mm. Le grade AA-400 semble avoir procuré une capacité de sorption

supérieure à celle des grades AA-200 et AA-300 pour une taille de particule identique. Il semble donc que des particules de diamètre inférieur à 2,0 mm et de grade AA-400 sont les mieux adaptées pour sorber les phosphates.

C. VOLUME D'ACIDE NITRIQUE ET SA NORMALITÉ

Lors du conditionnement de l'alumine activée à l'acide nitrique on a constaté que le volume d'acide utilisé par gramme d'alumine activée ainsi que la normalité de cet acide influençaient la capacité de sorption de l'alumine activée.

Les résultats des essais sur la normalité et le volume d'acide nitrique présentés dans le tableau 4.8 et à la figure 4.2 montrent des tendances nettes. Premièrement, plus la normalité est élevée, meilleure est la capacité de sorption. Deuxièmement, la capacité de sorption est également augmentée proportionnellement au volume d'acide par gramme d'alumine activée. Autrement dit, plus le rapport entre les nitrates et l'alumine activée est élevé, meilleur est la capacité de sorption. Toutefois, il est vraisemblable qu'au-delà d'une certaine normalité ou au-delà d'un certain volume d'acide nitrique, la capacité de sorption cesse de croître. Ce plateau semble être atteint lorsque la normalité de l'acide nitrique est de 1,0 N, et le volume d'acide par gramme d'AA et d'au moins 100 ml $\text{HNO}_3/\text{g AA}$, ce qui équivaut à 6,25 g de NO_3^- par g AA. Des quantités équivalentes ou supérieures à 6,25 g de NO_3^- par g AA procurent des capacités de sorption semblables. Il demeure que les quantités d'acide nitrique déjà utilisées lors des présents

essais de laboratoire étaient élevées, d'où la nécessité d'évaluer d'un point de vue de faisabilité économique la normalité de l'acide ou le volume d'acide par gramme d'alumine activée qui pourraient être utilisés afin d'obtenir une capacité désirée de sorption.

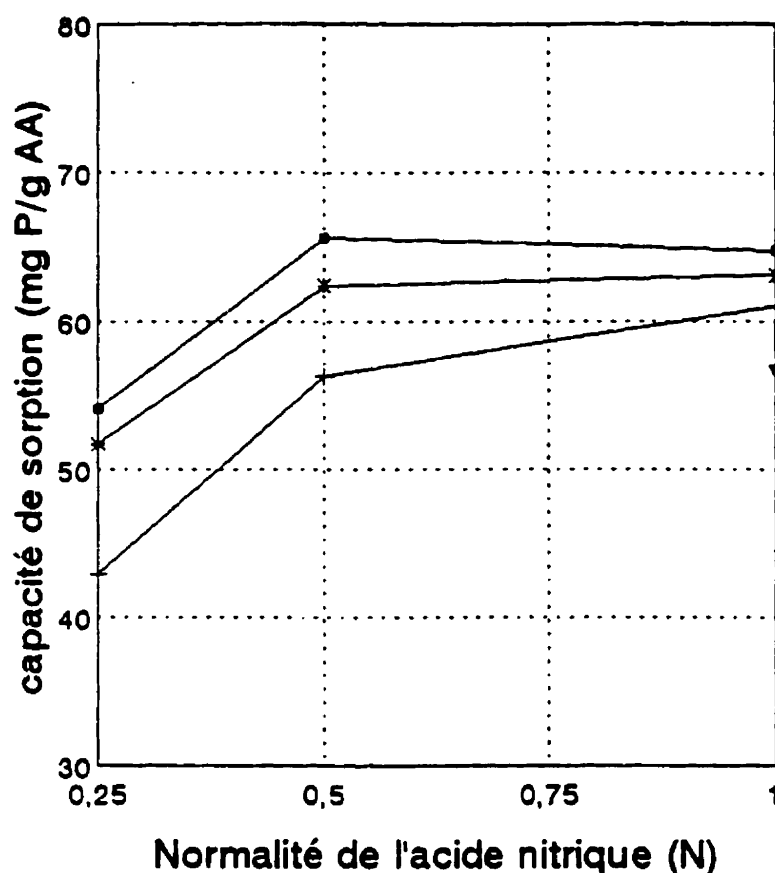
Tableau 4.8: Capacités de sorption pour différentes normalités de solution d'acide nitrique et différents volumes de solution d'acide par masse d'alumine activée (mg P/g d'alumine activée)

Quantité d'acide (ml)/gramme d'alumine	Normalité de l'acide nitrique utilisée					
	0,25 N		0,50 N		1,0 N	
	cap. ⁽¹⁾	essai no	cap.	essai no	cap.	essai no
400 ml	54,1	12	65,6	15	64,8	18
200 ml	51,7	13	62,4 (67,6)	16 (29)	63,1 (76,2)	19 (26 et 27) ⁽²⁾
100 ml	42,9	14	56,3	17	61,0 (66,8)	20 (28)
50 ml	n.d.	-	n.d.	-	56,6	21

les valeurs entre parenthèses signifient que l'échantillon n'a pas été rincé

(1) capacité exprimée en mg P/g d'AA

(2) moyenne des essais nos 26 et 27



Δ 50 ml/g AA + 100 ml/g AA * 200 ml/g AA ● 400 ml/g AA

FIGURE 4.2: CAPACITÉS DE SORPTION POUR DIFFÉRENTES NORMALITÉS ET DIFFÉRENTS VOLUMES D'ACIDE NITRIQUE

D. CUISSON DE L'ALUMINE ACTIVÉE AVEC L'ACIDE NITRIQUE

Lors du conditionnement de l'alumine activée, le fait de cuire dans un four à 103°C le mélange d'acide nitrique et d'alumine activée s'est avéré très bénéfique pour garantir une capacité de sorption accrue. Le tableau 4.9 permet d'évaluer l'avantage de la cuisson. Pour les conditions citées plus haut, on réussit à multiplier par dix la capacité de sorption.

Tableau 4.9: Effet de la cuisson sur la capacité de sorption (à 24h)

Échantillon sans cuisson		Échantillon avec cuisson	
cap. (mg P/g AA)	essai no	cap. (mg P/g AA)	essai no
19,0	2	33,6	3
3,2	47	37,1	34

Deux raisons sont responsables de l'accroissement de la capacité de sorption au terme de la cuisson. Premièrement, la cuisson de l'alumine activée à l'acide nitrique réduit considérablement la taille des particule (essais nos 47 et 34), ce qui augmente la surface disponible pour la sorption. Deuxièmement, par un phénomène de nature chimique, la cuisson des deux produits augmente probablement l'adhésion des nitrates sur l'alumine activée, ce qui augmente par la suite la capacité de sorption de phosphate (voir section 4.3.2B).

E. TEMPS DE CONTACT ET TEMPÉRATURE DU MÉLANGE

Dans le but de simplifier le conditionnement de l'alumine activée à l'acide nitrique on a voulu vérifier l'effet qu'auraient le temps de mélange et la température du mélange alumine activée et acide nitrique.

L'effet des températures suivantes a été étudié: 24°C (température ambiante), 40°C et 50°C. De plus trois temps de mélange ont été étudié: 1 heure, 3 heures et 24 heures. L'étude de l'effet de ces deux paramètres a nécessité neuf essais. Les résultats des essais en cause sont présentés

au tableau 4.10.

Tableau 4.10: Effet du temps de contact et de la température du mélange

Temps de mélange (h)	température du mélange (°C)					
	24°C		40°C		50°C	
	cap. ⁽¹⁾	essai no	cap.	essai no	cap.	essai no
1 h	33,6	3	43,9	6	59,8	9
3 h	38,9	4	33,0	7	41,1	10
24 h	47,4	5	40,4	8	45,4	11

⁽¹⁾ capacité exprimée en mg P/g d'AA

Bien que certaines tendances aient pu être notées, les capacités de sorption pour les essais où la seule variation du conditionnement était la cuisson à 103°C sont toutes restées supérieures aux capacités calculées pour les conditionnements préparés de façon identique à l'exception de la cuisson. On a donc abandonné cette voie.

F. RINÇAGE À L'ACIDE NITRIQUE

Étant donné que la taille de particule de l'alumine activée est réduite à celle d'une poudre lors de la cuisson de l'acide nitrique et de l'alumine activée, l'effet d'un simple rinçage à l'acide nitrique sans cuisson, ni mélange, ni chauffage du mélange a été étudié. Des particules de grades et de tailles AA-300 (4 * 8 mesh), AA-400 (4 * 8) mesh, AA-400 (8 * 14) et AA-200 (14 * 28) ont été rincées avec de l'eau du robinet ou de l'acide nitrique de normalité 0,25, 0,50 et 1,0.

Comme le montre la figure 4.3, les capacités de sorption les plus élevées ont été observées pour les tailles de particules les plus fines, ainsi que pour les normalités d'acide nitrique les plus élevées. On remarque également que les capacités de sorption sont inférieures à celles obtenues avec l'alumine activée sous forme de poudre. La taille de particule et la normalité d'acide nitrique choisies pour l'unité de sorption de l'OxySéquenceur^{MC} dépendra donc des eaux à traiter. Le sujet du choix de la taille de particules pour l'unité de sorption de l'OxySéquenceur^{MC} sera discuté dans une section ultérieures.

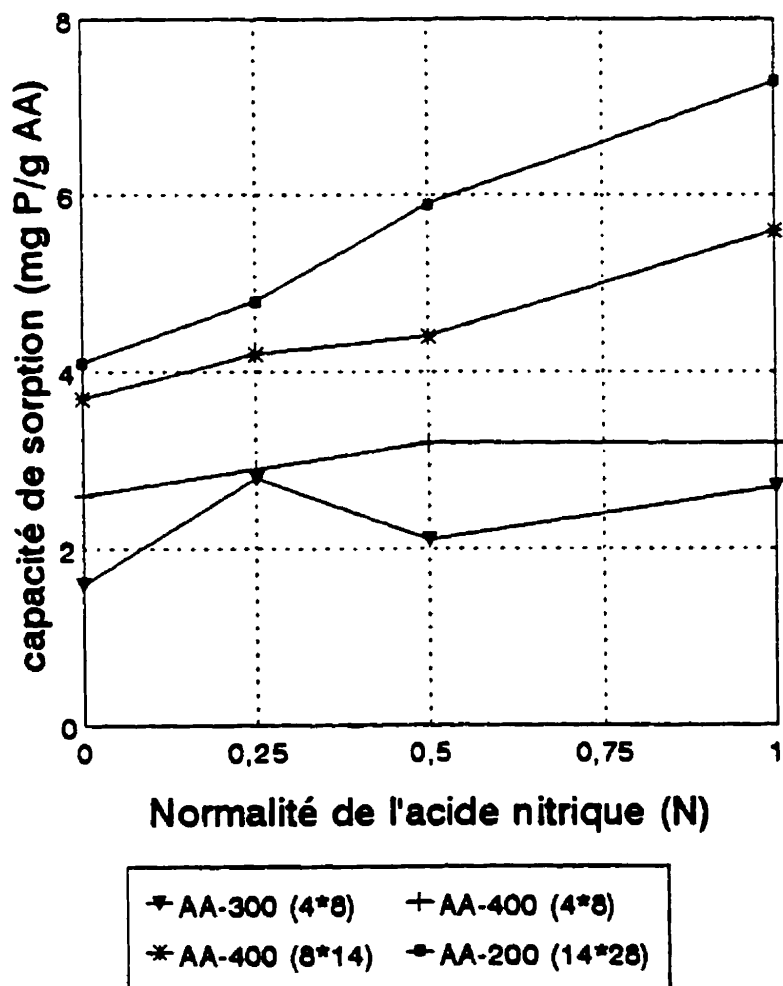


FIGURE 4.3 CAPACITÉS DE SORPTION POUR DIFFÉRENTES NORMALITÉS D'ACIDE NITRIQUE ET DIFFÉRENTES TAILLES D'ALUMINE ACTIVÉE

4.3.2 ISOTHERMES D'ADSORPTION ET ROLE DES NITRATES

A. ISOTHERMES D'ADSORPTION

Les isothermes de Freundlich, de Langmuir et de BET ont été déterminées pour l'adsorption du phosphore sur l'alumine activée. Les résultats sont présentés aux figures 4.4, 4.5 et 4.6. Les équations 4.1, 4.2 et 4.3 montrent les trois isothermes après 24 heures de mélange, soit après le point de saturation du média.

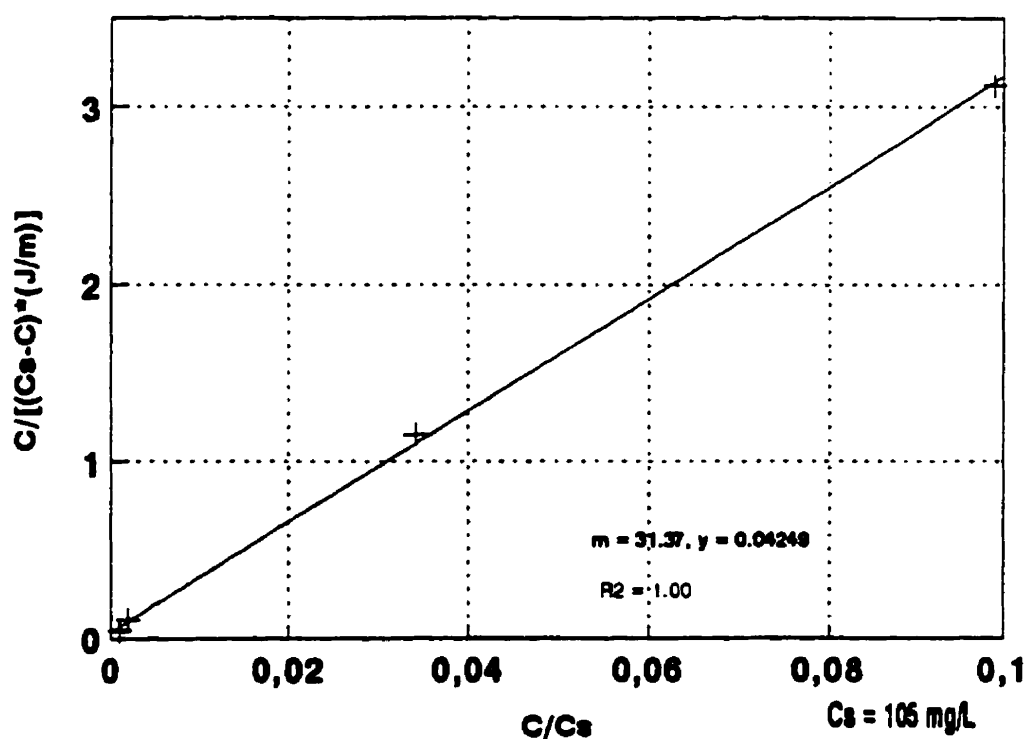


FIGURE 4.4: ISOTHERME DE BET POUR L'ADSORPTION DE PHOSPHATES SUR L'ALUMINE ACTIVÉE

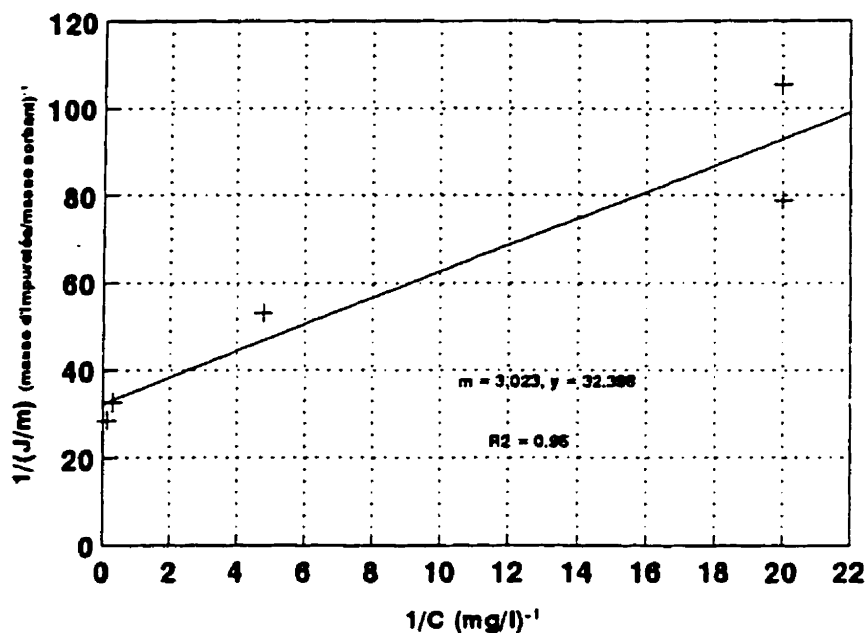


FIGURE 4.5: ISOTHERME DE LANGMUIR POUR L'ADSORPTION DE PHOSPHATES SUR L'ALUMINE ACTIVÉE

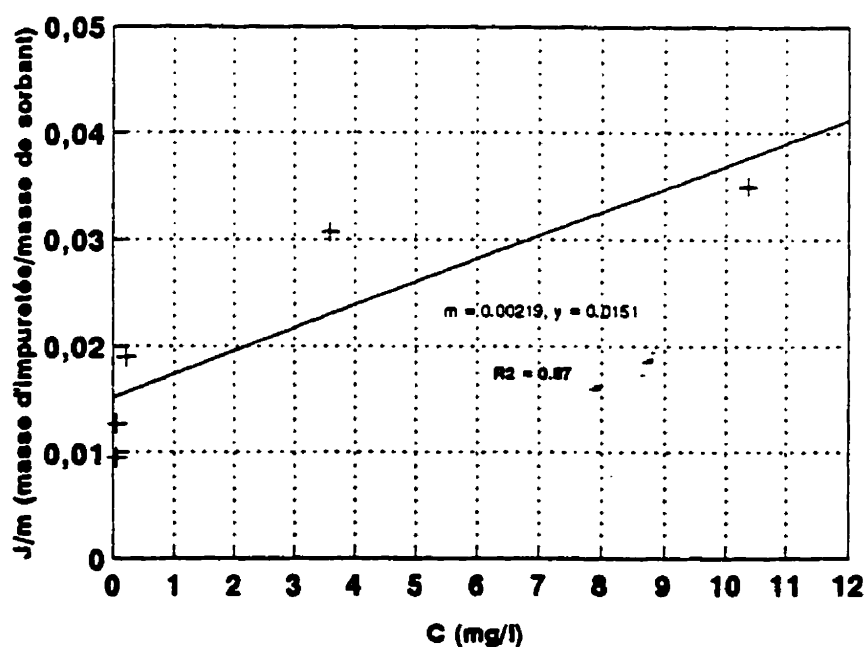


FIGURE 4.6: ISOTHERME DE FREUNDLICH POUR L'ADSORPTION DE PHOSPHATES SUR L'ALUMINE ACTIVÉE

Isotherme de BET:
$$\frac{I}{m} = \frac{23,53 * C}{(105 - C)[1 + 7,04 * C]} \quad (4.1)$$

Isotherme de Langmuir:
$$\frac{I}{m} = 0,0151 * C \exp (1/456,6) \quad (4.2)$$

Isotherme de Freundlich:
$$\frac{I}{m} = \frac{0,331 * C}{1 + 11,14C} \quad (4.3)$$

Selon les coefficients de corrélation, l'isotherme de BET semble donc le mieux adaptée, suivi de celle de Langmuir et, finalement, de celle de Freundlich, qui est la moins représentative de l'adsorption des phosphates sur l'alumine activée.

Afin de bien comprendre le phénomène d'adsorption, il est souhaitable de rappeler les hypothèses de base de chacun des modèles d'isothermes (voir la revue de littérature). L'isotherme de Langmuir repose, entre autres, sur l'hypothèse voulant que chaque site d'adsorption ne peut adsorber qu'une seule molécule, et pas plus d'une couche de molécules. Quant à l'isotherme de Freundlich, il repose sur la proportionnalité qui existe entre J et C, tandis que pour l'isotherme de BET, on considère que des couches successives peuvent être adsorbées sur le milieu adsorbant.

A partir des hypothèses de base de chacun des isothermes et des résultats obtenus, il est probable que les phosphates sont adsorbés sur l'alumine activée en couches successives, plutôt qu'en une seule couche.

Dans la littérature, les isothermes de Freundlich et de Langmuir sont utilisées à part quasiment égale pour décrire le phénomène d'adsorption des phosphates sur l'alumine activée, tandis que l'isotherme de BET n'est pas été cité aussi fréquemment.

B. RÔLE DES NITRATES

Quelques auteurs, tels que Neufeld et Thodos (1969), ont tenté d'expliquer le rôle des nitrates lors de la sorption de phosphate sur l'alumine activée conditionnée à l'acide nitrique (voir revue de littérature). Il s'agit d'un phénomène d'échange d'ions où la sorption de phosphates est accompagnée d'un relargage de nitrates. Les figures 4.7a, b, c montrent l'augmentation de concentration de nitrates lors de la sorption des phosphates pour différentes concentrations initiales d'alumine activée. Les résultats bruts sont donnés dans l'annexe B.

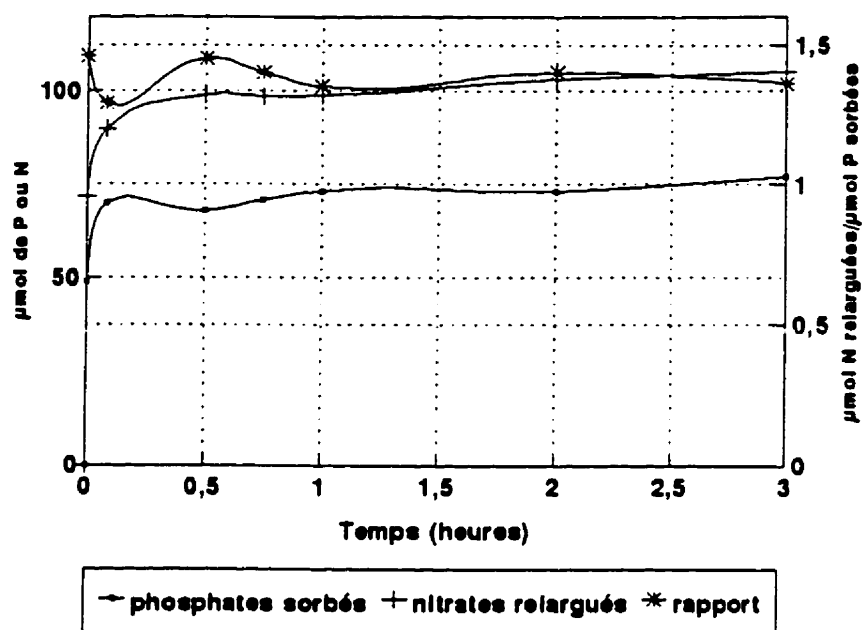


FIGURE 4.7A: CONCENTRATION DE NITRATES RELACHÉS PAR RAPPORT A LA CONCENTRATION DE PHOSPHATES SORBÉS POUR UNE CONCENTRATION INITIALE D'AA DE 250 mg/l

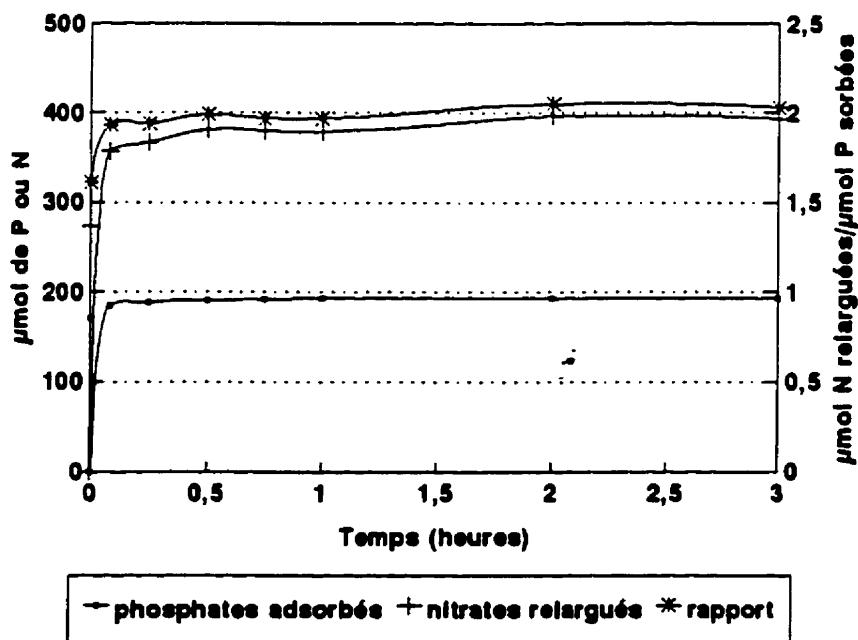


FIGURE 4.7B: CONCENTRATION DE NITRATES RELACHÉS PAR RAPPORT A LA CONCENTRATION DE PHOSPHATES SORBÉS POUR UNE CONCENTRATION INITIALE D'AA DE 1000 mg/l

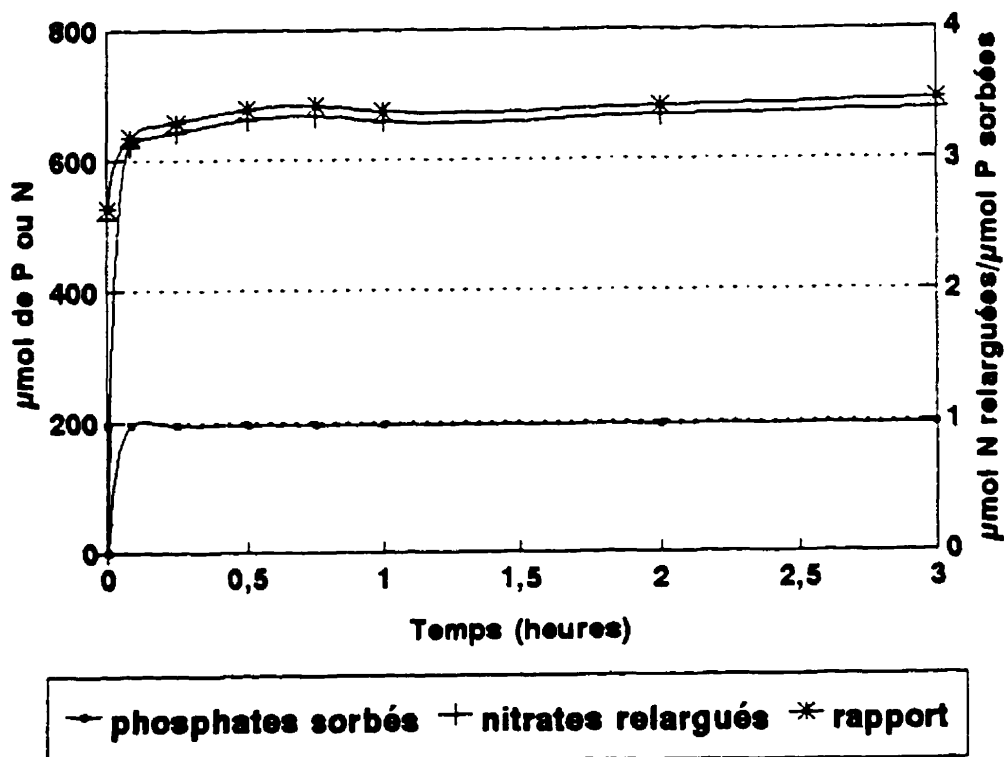


FIGURE 4.7C: CONCENTRATION DE NITRATES RELACHÉS PAR RAPPORT A LA CONCENTRATION DE PHOSPHATES SORBÉS POUR UNE CONCENTRATION INITIALE D'AA DE 2000 mg/l

Le fait que la sorption de phosphates soit accompagnée d'un relargage de nitrates porte à croire que l'alumine activée a des capacités d'adsorption aussi bien que des capacités d'échange d'ions. La nature exacte du phénomène responsable de l'enlèvement des ions de phosphates n'est donc pas très claire. Le fait que nous pouvons représenter l'enlèvement des phosphates par un isotherme semble indiquer qu'il s'agit d'un phénomène de sorption, tandis que le relargage de nitrates évoque l'action d'une résine échangeuse d'ions. Cependant, du point de vue de la charge, s'il s'agissait d'une résine échangeuse d'ions proprement dite, elle ne devrait pas pouvoir

faire adhérer à sa surface plus de phosphates que de nitrates. Il faut mentionner que la taille de chacune des molécules peut influencer le nombre de molécules relâchées et captées par une résine. Étant donné que l'ion nitrate a une charge de -1 et les phosphates de -1 à -2 à un pH d'environ 3 à 11 neutre, on s'attendrait à ce que la surface de l'alumine activée puisse accepter un nombre de moles de phosphate 2 fois moindre que le nombre de moles de nitrate, sans dépasser cette limite (voir équation 1.5 de la revue de littérature et figure 1.2). Or, un rapport de 1,23 à 3,52 moles de nitrate relargué pour 1 mole de phosphate sorbé a été observé.

Les variations du rapport entre le nombre de moles de nitrate relarguées et le nombre de moles de phosphate adsorbées après différents temps de mélange sont répertoriées dans les tableaux 4.11a, b, c. Il est difficile de tirer des conclusions claires de cet exercice. On peut malgré tout prendre note des faits suivants:

- a. le rapport mmol NO_3 relarguées/mmol PO_4 adsorbées était plus élevé pour les cas où la concentration initiale d'alumine activée était plus importante;
- b. le rapport mmol NO_3 relarguées/mmol PO_4 adsorbées semble croître dans le temps pour les concentrations initiales d'alumine activée supérieure à 1000 mg/l.

Tableau 4.11a: Rapport entre le relargage de nitrates et la sorption de phosphates pour une concentration initiale d'alumine activée de 250 mg/l

Temps	mmol de PO_4^{3-} adsorbées	mmol de NO_3^- relarguées	mmol NO_3^- : mmol PO_4^{3-}
0 min	0	0	n.a.
15 min	0,077	0,095	1,23
60 min	0,073	0,099	1,35
180 min	0,077	0,105	1,36
24 h	0,090	0,109	1,21

Tableau 4.11b: Rapport entre le relargage de nitrates et la sorption de phosphates pour une concentration initiale d'alumine activée de 1000 mg/l

Temps	mmol de PO_4^{3-} adsorbées	mmol de NO_3^- relarguées	mmol NO_3^- : mmol PO_4^{3-}
0 min	0	0	n.a.
15 min	0,189	0,367	1,94
60 min	0,193	0,379	1,97
180 min	0,194	0,394	2,03
24 h	0,194	0,411	2,12

Tableau 4.11c: Rapport entre le relargage de nitrates et la sorption de phosphates pour une concentration initiale d'alumine activée de 2000 mg/l

Temps	mmol de PO_4^{3-} adsorbées	mmol de NO_3^- relarguées	mmol NO_3^- : mmol PO_4^{3-}
0 min	0	0	n.a.
15 min	0,196	0,643	3,29
60 min	0,196	0,659	3,37
180 min	0,196	0,677	3,46
24 h	0,196	0,689	3,52

L'équation proposée par Neufeld et Thodos (1969) démontre qu'une mole de phosphate devrait être adsorbée en même temps que trois moles de nitrates sont relarguées lorsque le pH de la solution favorise la forme H_2PO_4^- de phosphate. Ce rapport 3 mol NO_3^- :1 mol H_2PO_4^- n'a pas été observé lors de l'expérience. Toutefois, pour le bécher contenant 250 mg/l d'alumine activée, il est possible que tous les nitrates présents à la surface de l'alumine activée ont été relargués. Pour ce bécher, le nombre de moles de nitrates relargués semblait se stabiliser entre 3 heures et 24 heures, tandis que le nombre de moles de phosphates adsorbées continuait d'augmenter. Ceci semble suggérer, comme l'équation 1.9 le démontre, que l'adsorption de phosphates par l'alumine activée a lieu même lorsque tous les nitrates présents ont été relargués. D'autre part, les béchers de 1000 mg/l et 2000 mg/l d'alumine activée ont adsorbé pratiquement tout les phosphates contenu dans l'affluent synthétique. Le relargage des nitrates a continué même après que tous les phosphates aient été sorbés. Il semblerait donc que l'alumine activée soit un média sorbant ayant une affinité pour les ions phosphates et que sa capacité de sorption puisse être augmentée si des nitrates ont été sorbés préalablement à la présence de phosphates. Dès lors, en l'absence de nitrates à la surface, l'alumine activée agit comme un adsorbant, tandis qu'en présence de nitrates à la surface, l'alumine agirait à la fois comme un adsorbant et comme une résine échangeuse d'ions. Ceci vient appuyer les recherches de plusieurs auteurs qui ont également illustré le fait que les mécanismes d'enlèvement de phosphates par l'alumine activée s'expliquaient par ces deux phénomènes, soit la sorption et l'échange d'ions. Soulignons encore que les nitrates augmentent indéniablement la capacité de sorption de l'alumine activée à l'égard des phosphates. Il semblerait donc que l'adhésion des nitrates à la surface de l'alumine activée

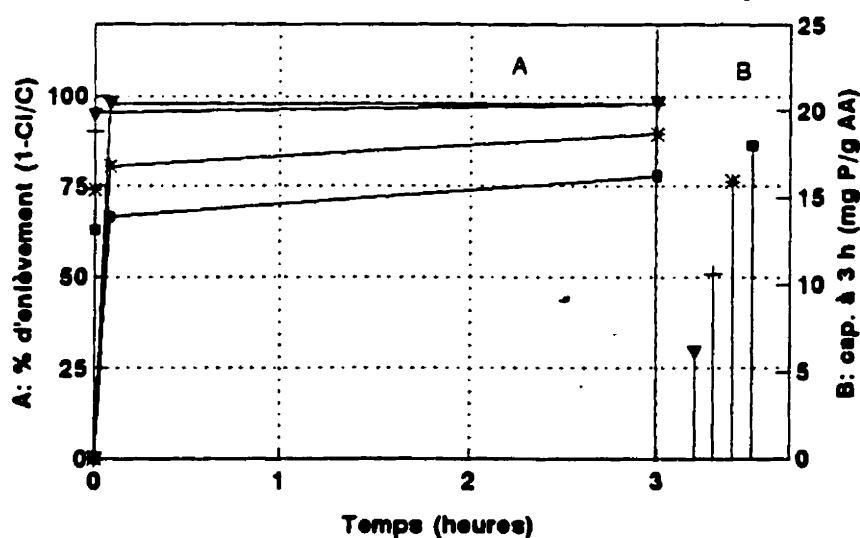
permettrait d'augmenter, d'une certaine façon, le nombre de sites d'adsorption de l'alumine activée pour les phosphates.

4.3.3 VARIATION DES PARAMÈTRES D'ALIMENTATION

A. CONCENTRATION INITIALE DES PHOSPHATES

Afin de déterminer l'effet de la variation de la concentration initiale de phosphore dans l'affluent on a fait varier le rapport $\sigma = 1000 \cdot [P]_i / [Al_2O_3]_i$ de 6,20 à 23,1. La concentration d'alumine activée utilisée était de 1000 mg/l pour chacun des essais.

D'après les résultats montrés à la figure 4.8, il semble qu'un rapport σ plus petit permet un meilleur enlèvement du phosphore. Cependant, la capacité de sorption atteinte est bien inférieure à celle qu'on obtient lorsque σ est plus élevé. Huang, (1977), avait présenté des résultats similaires.

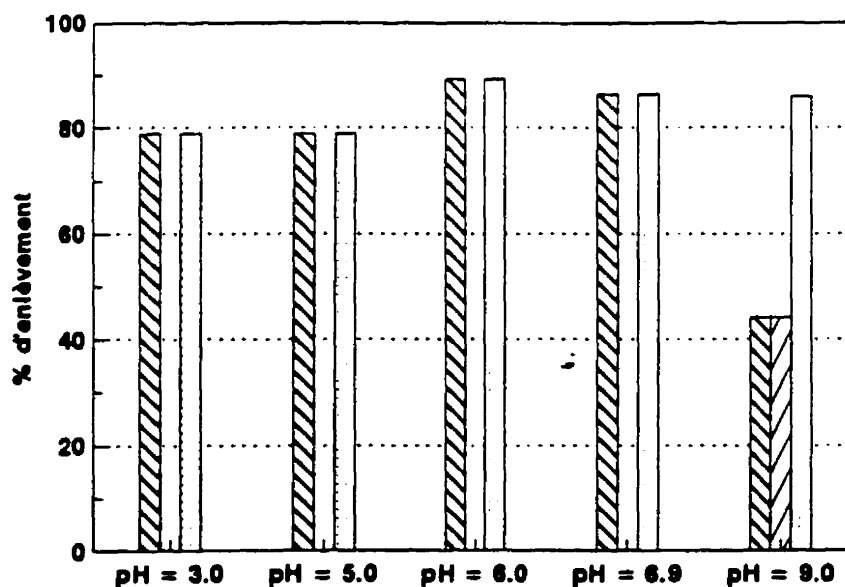


▾ $\sigma = 6.2$ + $\sigma = 10.9$ * $\sigma = 17.8$ ■ $\sigma = 23.1$

FIGURE 4.8: VARIATION DE LA CONCENTRATION INITIALE DE PHOSPHATES SUR LA CAPACITÉ DE SORPTION

B. pH

Le pH a un effet important sur la capacité de sorption de l'alumine activée. La figure 4.9 montre les résultats des essais effectués. La plage optimale de pH se situe entre 6,0 et 7,0. À pH acide, la capacité est réduite, mais pas de façon alarmante. Cependant à pH élevé ($> 9,0$) on peut constater un phénomène de précipitation avant même que l'alumine activée soit ajoutée à la solution phosphatée. Il est plausible que le calcium contenu dans l'eau du robinet forme un précipité avec les phosphates lorsque le pH est alcalin. D'après la littérature, l'enlèvement du phosphore par précipitation avec le calcium peut être réalisé avec des pH de 9,0 (U.S.EPA, 1976). Les autres cations capables de former des précipités avec le phosphore, soit le fer et l'aluminium, nécessitent des pH acides pour assurer un enlèvement par précipitation.



enlèvement par ad.
 enlèvement par ppt
 enlèvement total

FIGURE 4.9: VARIATION DU pH SUR LA CAPACITÉ DE SORPTION

En ce qui concerne les pH élevés, il s'agit donc d'enlèvement de phosphore par précipitation avec le calcium et non pas uniquement par sorption sur l'alumine activée. Toutefois, il est possible d'estimer l'enlèvement des phosphates dû à la sorption. Pour ce faire, il faut considérer que la concentration initiale de phosphates est celle évaluée après que le pH de la solution phosphatée ait été élevé à 9,0. La concentration initiale de phosphore était de 21,5 mg P/l avant que le pH soit modifié et de 12,5 mg P/l après cette modification, ce qui correspond à un enlèvement de 42%. On peut donc considérer que cet enlèvement est dû à un phénomène de précipitation. Une fois l'alumine activée ajoutée, la concentration de phosphore de l'affluent passe de 12,5 mg P/l à 8,4 mg P/l en quelques secondes et atteint finalement 3,5 mg P/l après 24 heures de mélange (enlèvement de 42%). Cette deuxième baisse de la concentration de phosphore accompagnée d'une baisse du pH (de 9,0 à $7,8 \pm 0,1$) serait attribuable en grande partie à un phénomène de sorption.

Plusieurs chercheurs (Ames et Dean, 1970; Gangoli et Thodos., 1973; Huang, 1977; Brattebo et Odegaard, 1986; Urano et al., 1991, 1992) ont également observé une plage de pH optimale entre 6,0 et 7,0 et un effet négatif sur la sorption de phosphate lorsque le pH est alcalin.

C. CONCENTRATION INITIALE DE PHOSPHATES POUR UNE MÊME MASSE DE PHOSPHORE

Afin de déterminer quel effet peut avoir la variation de la concentration initiale de phosphore

lorsque la masse ajoutée demeure la même, un essai avec 5 concentrations initiales de phosphore a été effectué (voir plus haut la section 4.2, "Matériel et méthodes"). Il s'agissait de préparer 5 solutions ayant des concentrations croissantes de phosphore (43,6 à 167,1 mg P/l) et d'ajouter aux béchers des volumes décroissants de solution pour faire en sorte que la masse de phosphore ajoutée ($\approx 6,5$ mg) soit identique pour chacun des béchers.

Les résultats de cet essai, qui sont rapportés à la figure 4.10, montrent que la dilution n'a aucun effet marquant sur la sorption des phosphates par l'alumine activée. En effet, la masse de phosphore adsorbée par jour s'établissait entre 5,7 mg P et 7,4 mg P pour les quatre premiers jours, en dépit de la concentration de la solution phosphatée. La capacité de sorption totale moyenne pour les cinq dilutions était de $31,8 \pm 1,2$ mg P/g d'alumine activée.

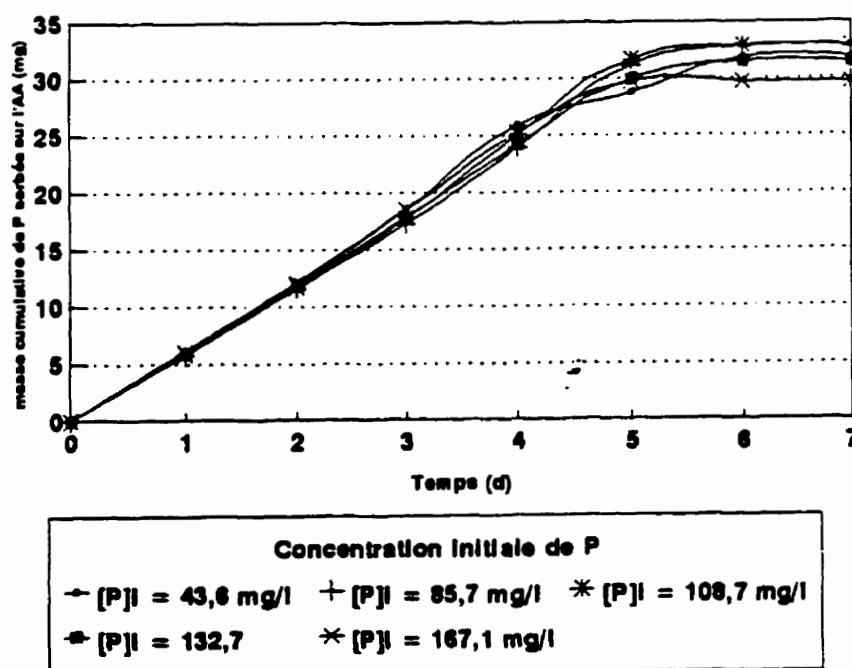


FIGURE 4.10: EFFET DE LA VARIATION DE LA CONCENTRATION INITIALE EN PHOSPHORE POUR UNE MEME MASSE DE PHOSPHORE

La capacité de sorption a également été évaluée après 24 heures de mélange par la méthode conventionnelle. Le résultat obtenu, soit 27,7 mg P/g d'alumine activée, est inférieure à la capacité totale (après 7 jours) déterminée pour chacun des essais, soit 31,8 mg P/g AA. Ce résultat semble suggérer que la présence d'une concentration plus élevées de phosphore accroît la capacité de sorption de l'alumine activée. Brattebo et Odegaard (1987) avaient observé un tel phénomène. Ils avaient noté que la capacité de sorption de l'alumine activée lors des essais en cuvette était inférieure à celle observée lors d'essais en colonne.

D. DURETÉ CALCIQUE

L'effet de la présence de calcium ou de la dureté calcique a été évalué avec un affluent fabriqué avec de l'eau distillée afin de mieux contrôler la variation de la concentration de calcium. Or, le pH de l'eau distillée ($5,9 \pm 0,1$) est inférieur à celui de l'eau du robinet ($7,0 \pm 0,1$). Une fois l'alumine activée ajoutée à l'affluent synthétique à base d'eau distillée, le pH est passé de $5,9 \pm 0,1$ à $4,2 \pm 0,2$ pour chacun des essais. Comme l'a montré l'étude de l'effet du pH, un pH inférieur à 5,0 inhibe la sorption des phosphates sur l'alumine activée. Le faible pH peut donc être responsable de la faible sorption des phosphates pour cet essai.

Cependant, les résultats (voir figure 4.11) semblent indiquer que plus la concentration de calcium est élevée lorsque le pH est faible, plus la sorption est inhibée. Plusieurs auteurs ont affirmé le contraire lorsque le même essai a été effectué avec un pH neutre. En réalité, notre essai

démontre probablement mieux l'effet d'un faible pH que l'effet de l'ion de calcium.

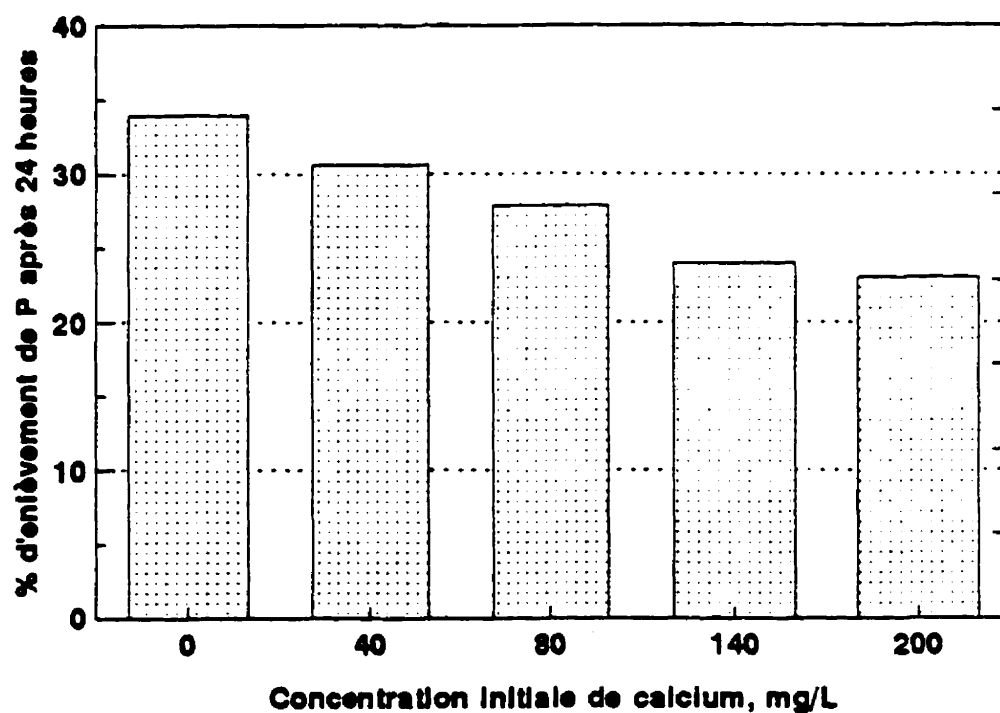


FIGURE 4.11: EFFET DE LA VARIATION DE LA DURETÉ CALCIQUE SUR LA CAPACITÉ DE SORPTION DE L'ALUMINE ACTIVÉE

E. CONDUCTIVITÉ

La conductivité de l'affluent provenant de l'eau du robinet a été modifiée avec du NaCl. On a ainsi vérifié l'effet d'une variation de conductivité initiale de 300 à 5000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ sur la capacité d'adsorption de l'alumine activée. Or, comme la figure 4.12 le montre, la capacité et le pourcentage d'enlèvement sont demeurés stables en dépit de la variation de conductivité.

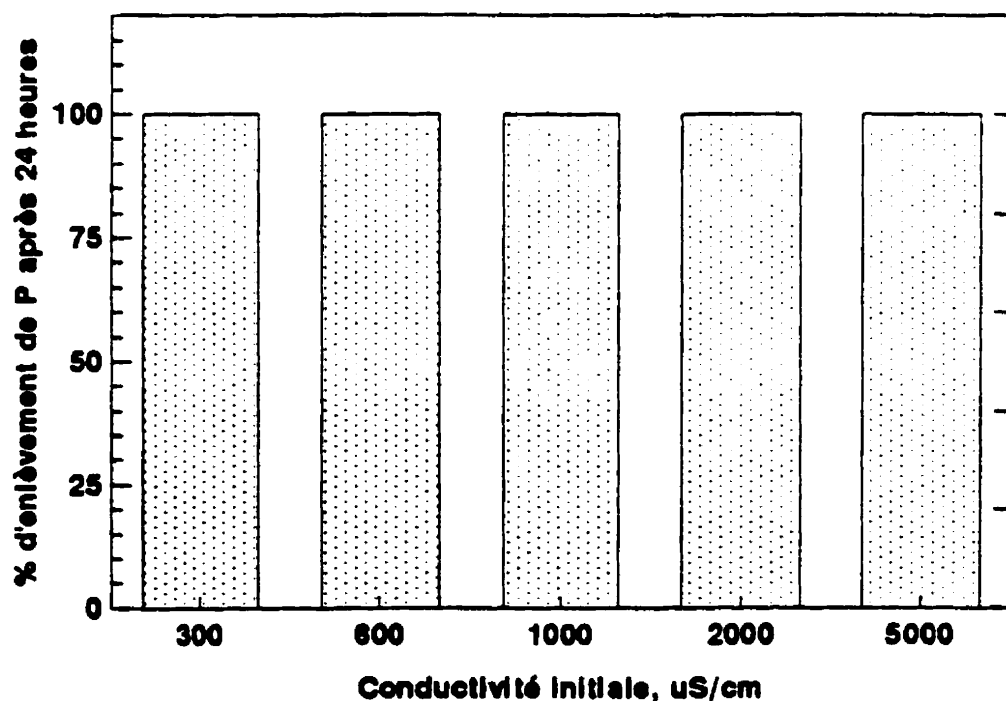


FIGURE 4.12: EFFET DE LA VARIATION DE LA CONDUCTIVITÉ SUR LA CAPACITÉ DE SORPTION DE L'ALUMINE ACTIVÉE

4.4 CONCLUSIONS

Nous rappelons ici nos principales conclusions en ce qui concerne le conditionnement de l'alumine activée, les isothermes d'adsorption et les paramètres d'alimentation.

CONDITIONNEMENT

- (1) Rincer l'alumine activée préalablement à son conditionnement ne présente aucun avantage.
- (2) L'alumine activée de grade AA-400 procure les meilleurs résultats, quelle que soit la taille initiale de particules d'alumine activée; cela s'explique probablement par le fait que ce grade possède une surface spécifique plus grande que les autres.
- (3) Plus le volume d'acide nitrique par gramme d'alumine est grand et plus la normalité de l'acide nitrique est élevé, meilleure est la capacité de sorption. Cela semble confirmer qu'il est nécessaire de permettre l'adhésion de nitrates à la surface de l'alumine activée avant que celle-ci soit mise en contact avec les phosphates.
- (4) Le fait de mélanger en chauffant l'alumine activée et l'acide nitrique s'avère inutile si le mélange est ensuite mis au four à 103°C.

- (5) La cuisson du mélange d'acide nitrique et d'alumine activée est très bénéfique pour augmenter la capacité d'adsorption de cette dernière. En fait, il semble que l'étape de cuisson soit l'étape déterminante pour accroître de façon appréciable la capacité de sorption de l'alumine activée. Toutefois, la cuisson réduit la taille des particules à tel point qu'elles se transforment en poudre.
- (6) Afin de maintenir une taille de particule supérieure à celle de la poudre, le rinçage à l'acide nitrique sans cuisson, ni chauffage, ni mélange s'avère bénéfique en ce qui concerne l'augmentation de la capacité de sorption. Une petite taille de particules ainsi qu'une normalité d'acide élevée accroissent la capacité de sorption.

ISOTHERMES D'ADSORPTION

- (1) L'isotherme de BET est celle qui décrit le mieux l'adsorption des phosphates sur l'alumine activée. Par conséquent, les phosphates sont probablement sorbés sur l'alumine activée en couches successives plutôt qu'en mono couche.
- (2) On a déterminé qu'il existait un lien entre le nombre de moles de nitrates relargués et le nombre de moles de phosphates adsorbés lors de l'enlèvement des phosphates. Certaines équations avaient déjà été proposées par des auteurs comme Neufeld et Thodos (1969). L'étude n'a pas permis de vérifier l'hypothèse de ces derniers, selon laquelle 3 moles de

nitrate sont relargués par mole de phosphates adsorbés. Les concentrations de phosphates et d'alumine activée utilisées ont probablement empêché la vérification de l'hypothèse. Cependant, les équations proposées par Neufeld et Thodos, (1969) n'ont pas été contredites.

- (3) Lorsque qu'on trouve des nitrates à la surface de l'alumine activée avant la présence de phosphates les mécanismes responsables de leur enlèvement semblent une combinaison de sorption et d'échange d'ions. En l'absence de nitrates, l'adsorption est probablement le seul mécanisme responsable de l'enlèvement des phosphates.

PARAMÈTRES D'ALIMENTATION

- (1) Une faible concentration de phosphates dans l'affluent permet un meilleur enlèvement.
- (2) Un pH entre 5,0 et 8,0 est satisfaisant pour garantir un enlèvement de phosphore par sorption sur l'alumine activée. L'efficacité d'enlèvement est supérieure pour un pH entre 6,0 et 7,0. Pour un pH au-delà de 9,0, l'enlèvement de phosphates est une combinaison de sorption et de précipitation avec les ions de calcium si ceux-ci sont présents dans l'affluent préparé.

- (3) La variation de la concentration initiale de phosphore pour une même masse de phosphore n'a aucun effet notable sur l'efficacité d'enlèvement du phosphore.
- (4) La présence d'ions de calcium avec des pH faibles ($< 5,0$) a un effet négatif pour la sorption de phosphore sur l'alumine activée.
- (5) La capacité de sorption n'est pas affectée par une variation de la conductivité de l'affluent.

CHAPITRE 5

DISCUSSION SUR L'ENSEMBLE DES ESSAIS

5.1 INTRODUCTION

Les résultats des essais de laboratoire permettront d'entreprendre d'autres projets de recherche sur le procédé OxySéquenceur^{MC}. Bien que certaines composantes du procédé aient été étudiées, la majorité des essais ont été faits sur des échantillons d'eau usée de laboratoire (biomasse déphosphatante) ou synthétique (affluent pour les essais de sorption). Seul le surnageant de fosse septique constituait un véritable échantillon d'eau usée. Conséquemment, les essais d'une phase ultérieure de recherche devront, le plus possible, s'effectuer sur des échantillons d'eau usée provenant d'une unité pilote de l'OxySéquenceur^{MC}.

5.2 DÉPHOSPHATATION BIOLOGIQUE ET L'OXYSÉQUENCEUR^{MC}

Les essais effectués avec la biomasse de laboratoire ont montré que la déphosphatation biologique était possible lorsque ce type de biomasse était alimentée par un surnageant de fosse septique. Toutefois, les conditions rencontrées au laboratoire ne correspondent pas nécessairement à la réalité, notamment en ce qui concerne le pourcentage élevé de polyphosphates de la biomasse déphosphatante.

Les difficultés qui pourraient se présenter lors des recherches ultérieures sur l'OxySéquenceur^{MC} en ce qui a trait à la déphosphatation biologique sont:

- a. la survie et la croissance de la biomasse lorsqu'elle est alimentée par le surnageant de fosse septique;
- b. la capacité d'obtenir une déphosphatation biologique.

Les autres projets de recherche sur l'OxySéquenceur^{MC} devront se pencher dans un premier temps sur la survie et la croissance de la biomasse du RBS, lorsqu'elle est alimentée d'un surnageant de fosse septique. Il s'agirait donc de déterminer si l'apport en nutriments, soit le carbone, l'azote et le phosphore, est suffisant pour maintenir une biomasse capable de traiter les eaux usées qui y sont envoyées. A titre d'exemple, la biomasse de laboratoire a été alimentée par 500 mg C/l, 28 mg N/l et 20 mg P/l, tandis que le surnageant de fosse septique n'a fourni en moyenne 300 mg C/l, 20 mg N/l et 7 mg P/l. De plus, les nutriments de l'alimentation de la biomasse de laboratoire se trouvent sous formes solubles tandis que pour le surnageant, les concentrations de carbone et de phosphore sont des valeurs totales c'est-à-dire solubles et non solubles. Or les nutriments non solubles ne sont pas aussi facilement assimilables par la biomasse. Il serait souhaitable d'effectuer un essai de laboratoire sur la croissance d'une biomasse alimentée par un surnageant de fosse septique.

Il est possible que nous trouvions, suite à l'essai de laboratoire proposé, que le surnageant de

fosse septique ne puisse fournir une quantité suffisante de nutriments à la biomasse pour que cette dernière puisse croître. Si c'était le cas, il serait nécessaire de revoir le procédé OxySéquenceur^{MC} tel qu'il est proposé actuellement dans le but d'augmenter l'apport de nutriments à la biomasse. La proposition suivante pourrait être retenue: munir la fosse septique d'un mélangeur sans air pour faire en sorte que l'effluent de la fosse soit composé d'une combinaison de ce qui était avant le mélange de surnageant et de sousnageant. Ce nouvel effluent serait surement plus chargé en matières organiques et en nutriments que le surnageant seul ne pouvait l'être. L'opération devra se faire en minimisant l'entraînement d'air afin de ne pas nuire à la production d'AGV dans ce réacteur.

Une fois que l'inquiétude de la survie et de la croissance de la biomasse ne sera plus préoccupante, la prochaine étape consisterait à évaluer la possibilité d'obtenir une déphosphatation biologique. Puisque nous supposons à ce stade-ci que la question de substrat à la biomasse par la fosse septique est suffisant pour la survie et la croissance de la biomasse, il s'agit de déterminer si l'effluent de la fosse septique (modifiée ou non) peut fournir assez d'AGV pour avoir une déphosphatation biologique. Rappelons les conditions essentielles à la déphosphatation biologique:

- a. une zone anaérobie en amont d'une zone aérobie;
- b. une minimisation de nitrates et d'oxygène en zone anaérobie;
- c. une maximisation de la production d'AGV dans la zone anaérobie.

Il est possible que l'apport en AGV de l'effluent de la fosse septique, qu'elle soit munie d'un mélangeur ou non, ne soit pas suffisant. Si c'est le cas, l'augmentation de la concentration d'AGV pourra se faire par l'une des deux méthodes suivantes:

- a. apport externe d'AGV directement ajoutés dans le RBS,
- b. fermentation dans un réacteur en amont du RBS.

Il ne serait pas souhaitable d'avoir recours à un ajout externe d'AGV. Il serait préférable d'essayer de maximiser la fermentation à l'intérieur du BioSéparateur^{MC} en le modifiant à cette fin ou encore de modifier le procédé en plaçant un fermenteur en parallèle ou en série avec le BioSéparateur^{MC}.

Les figures 5.1a, b, c, d présentent des schémas de procédé pour la partie déphosphatation biologique de l'OxySéquenceur^{MC}, soit la fosse septique et le RBS. La figure 5.1a montre le procédé actuel et la figure 5.2b présente le procédé modifié dans le but d'augmenter l'apport de substrat au RBS à l'aide d'un mélangeur mécanique. Les méthodes d'augmentation de la concentration d'AGV de l'affluent du RBS sont schématisées aux figures 5.3c et 5.3d. La figure 5.3c montre une source externe d'acétate tandis que la figure 5.3d présente un bassin voué spécifiquement à la fermentation. L'emplacement final de bassin de fermentation devra faire l'objet d'une étude.

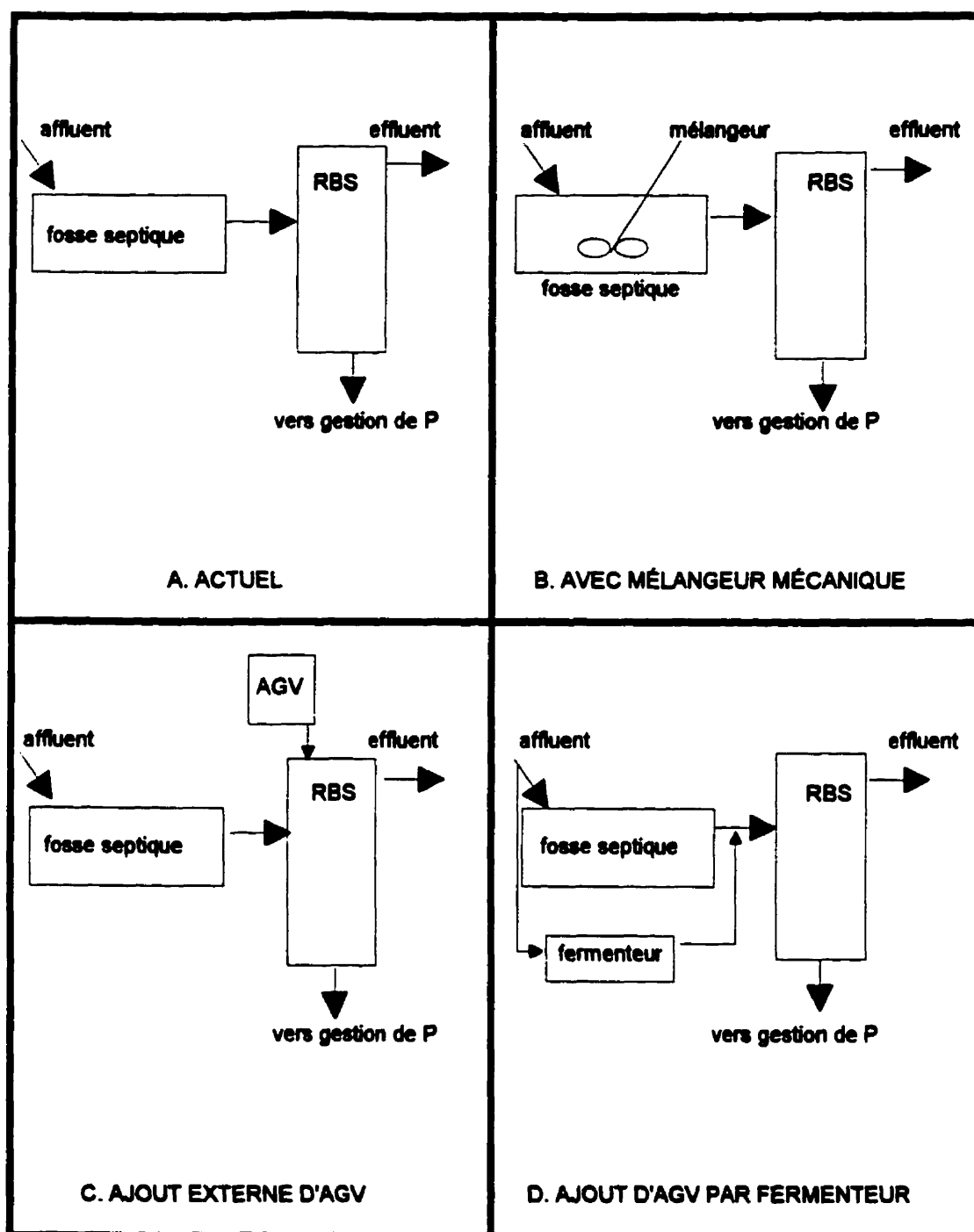


TABLEAU 5.1: SCHÉMAS DES PROCÉDÉS PROPOSÉS:

A. ACTUEL

**B. AVEC MÉLANGEUR MÉCANIQUE POUR AUGMENTER LA
CONCENTRATION EN NUTRIMENTS**

C. AVEC AJOUT D'AGV À PARTIR DE SOURCE EXTERNE

D. AVEC UN FERMENTEUR POUR AUGMENTER APPORT EN AGV

L'effet d'une variation importante de la charge organique ou de la charge hydraulique sur l'efficacité de la partie déphosphatation biologique de l'OxySéquenceur^{MC} pourra ensuite faire l'objet d'étude une fois que les difficultés énoncées ci-dessus seront surmontées.

En résumé, les recherches éventuelles devront donc porter sur l'acclimatation d'une biomasse au moyen d'une alimentation composée d'un surnageant de fosse septique, pour ensuite étudier la possibilité d'en assurer la déphosphatation biologique.

On devra se concentrer également sur l'étude et l'élaboration du design du bassin de relargage de phosphore.

5.3 SORPTION DES PHOSPHATES: INTÉGRATION D'UN SYSTÈME DE SORPTION DE PHOSPHATES PAR ALUMINE ACTIVÉE AU MOYEN DU PROCÉDÉ OXYSÉQUENCEUR^{MC}

Les étapes suivantes pourraient faire partie de la séquence d'opérations de l'unité de sorption (US) de l'OxySéquenceur^{MC}:

- a. acidification de l'alumine activée à l'acide nitrique,
- b. sorption des phosphates contenus dans le surnageant du bassin de relargage de phosphore jusqu'à saturation de l'alumine activée,
- c. lavage de la colonne sorbante,

- d. régénération de l'alumine activée avec du NaOH,
- e. rinçage du surplus de NaOH,
- f. retour à l'étape a.

Le tableau 5.1 présente des critères de conception de l'unité de sorption de l'OxySéquenceur^{MC} à partir des essais de laboratoire et des informations contenues dans la documentation scientifique.

Tableau 5.1: Critères de design de l'unité de sorption de l'OxySéquenceur^{MC}

Paramètres de design	Valeurs suggérées
taille de particules d'AA	0,32 à 3,00 mm
temps de contact	au moins 1 heure
solution d'acidification	1,0 N HNO ₃
volume solution acidification	200 ml HNO ₃ par gramme d'AA
débit solution acidification	118 à 127 l/m ² · min
débit d'eau usées traitées	108 l/m ² · min
solution régénératrice	0,5 à 1,0 N NaOH
volume solution régénératrice	5 à 15 volumes du lit sorbant
débit solution régénératrice	118 à 127 l/m ² · min
débit de lavage et de rinçage	108 à 588 l/m ² · min

La taille des particules d'alumine activée à utiliser dépendra de l'eau qui sera traitée. Comme point de départ pour la taille de particules d'alumine activée, nous allons nous référer à la littérature sur la défluoruration, car l'alumine activée y est utilisée. La défluoruration s'opère en général sur de l'eau souterraine (voir revue de littérature), tandis que, pour l'OxySéquenceur^{MC}, il s'agira d'un

effluent secondaire, soit le surnageant riche en phosphore provenant du bassin de relargage du phosphore. Cette eau sera probablement plus fortement chargée en MES que l'eau souterraine. La taille des particules d'alumine activée des usines de défluoruration sont de l'ordre de 1 à 3 mm (Schoeman et al., 1987) et de 0,32 à 0,60 mm (AWWA, 1973). Un effluent secondaire a été traité dans le cadre de l'étude d'Environnement Canada, et la taille de particules d'alumine activée était de 0,17 à 0,32 mm. Cependant, des problèmes de colmatage des colonnes de sorption sont survenus, et les chercheurs ont suggéré que la taille de particules soit augmentée. Conséquemment, on recommande une taille de particules comprise entre 0,32 à 3,00 mm. Des essais de laboratoire pourraient être effectués sur le surnageant à traiter afin de réduire davantage la taille des particules et, par le fait même, d'augmenter la capacité de sorption.

Le temps de rétention de l'eau traitée devra permettre la sorption des phosphates. Les essais en cuvette ont démontré que jusqu'à 80% du processus d'enlèvement de phosphate peut se faire dans les premières cinq minutes de brassage lors des essais en cuvette. Par ailleurs certains essais ont montré que le taux de sorption diminuait au fur et à mesure que la quantité de phosphates sorbés sur l'alumine activée augmentait. D'après les essais en cuvette, un temps de rétention d'au moins 1 heure serait souhaitable. Pour garantir ce temps, on pourra envisager l'utilisation de colonnes en série.

L'acidification de l'alumine activée, selon ce que montre les essais en cuvette, devra être faite avec HNO_3 1,0N. On a noté peu de différence dans les résultats selon que les volumes d'acide nitrique de 400, de 200 et de 100 ml par gramme d'AA. Il est donc suggéré d'acidifier l'alumine activée

avec au moins 100 ml HNO_3 /g AA. On recommande que le débit de la solution d'acidification soit le même que pour la solution régénératrice de l'usine de défluoruration (Schoeman et al., 1987), soit 118 à 127 $\text{l/m}^2\cdot\text{min}$.

Le débit d'eau à traiter suggéré par Schoeman et al. (1987), 108 $\text{l/m}^2\cdot\text{min}$, pourra servir de débit initiale pour l'unité de sorption de l'OxySéquenceur^{MC}.

Dans les recherches rapportées par la littérature, la régénération de l'alumine activée s'est faite avec des solutions de NaOH (1,0 N) dont le volume était de 5 à 15 fois plus grand que le volume du lit sorbant. Ce volume était passé au taux de 118 à 127 $\text{l/m}^2\cdot\text{min}$ (Schoeman et al., 1987). Selon les mêmes auteurs les débits de lavage et de rinçage adéquats de la colonne sorbante varient entre 108 à 588 $\text{l/m}^2\cdot\text{min}$.

Le colmatage de la colonne sorbante compte parmi les difficultés qui pourraient surgir de la déphosphatation physico-chimique par sorption sur l'alumine activée conditionnée. Comme il a été élaboré ci-dessus, le colmatage de la colonne sera influencé par:

- a. la concentration en MES de l'eau à traiter;
- b. la taille de particules d'alumine activée utilisée dans la colonne.

La taille de particules d'alumine activée devra donc être choisie de façon à prévenir le colmatage de la colonne sorbante.

On peut aussi s'attendre à ce que la concentration de MES ait un effet positif ou négatif sur la capacité de sorption. Par ailleurs, les essais de laboratoire ainsi que ceux rapportés dans la littérature ont montré à maintes reprises qu'il n'y a pas d'effet négatif lié à la présence d'autres ions.

Après l'usage, l'alumine activée n'est pas considéré comme un déchet dangereux, ce qui fait en sorte que son enfouissement ne devrait pas occasionner de problèmes.

L'alumine activée se vend présentement à environ 1,50 \$/kg (février 1996) selon Alcan Chemicals. En ce qui a trait à l'évaluation des coûts de la sorption des phosphates sur l'alumine activée, ils sont présentés dans la prochaine section

Il devrait être clair toutefois que l'efficacité de la déphosphatation physico-chimique par sorption sur l'alumine activée dépendra du succès de plusieurs autres opérations bien en amont de l'unité de sorption. Il s'agit ici de la question de la survie et de la croissance de la biomasse du RBS, de la possibilité d'effectuer une déphosphatation biologique et de la conception de l'unité de relargage de phosphore. La conception finale de l'unité de sorption ne peut se faire que les caractéristiques de l'affluent à traiter sont connues.

5.4 CONSIDÉRATIONS ÉCONOMIQUES

Deux considérations entrent en ligne de compte lors de l'évaluation de l'OxySéquenceur^{MC} comme procédé de traitement des eaux usées. La première est d'évaluer l'efficacité du procédé en terme d'épuration des eaux usées. C'était justement le but de la présente recherche. La deuxième considération est d'ordre économique: à savoir comment les coûts du procédé proposé se comparent aux coûts des traitements existants. A cette fin le tableau 1.2 présente les coûts de construction et d'opération lorsqu'ils étaient disponibles pour les procédés les plus susceptibles d'entrer en compétition avec l'OxySéquenceur^{MC}. Les coûts de l'OxySéquenceur^{MC} présentés au tableau 1.2 sont ceux d'un RBS. Ces coûts ne tiennent pas compte de la partie gestion de phosphore. Cependant, en ne tenant pas compte de la partie gestion de phosphore, les coûts de l'OxySéquenceur^{MC} semblent le placer ni parmi les procédés moins coûteux, tels les biodisques et les lagunes, ni parmi les procédés plus coûteux, tels les fosses septiques communautaires. En somme, en terme de coût, sans considération pour la déphosphatation, l'OxySéquenceur^{MC} a sa place comme traitement alternatif parmi les procédés existants.

Rappelons que les procédés présentés au tableau 1.2 ne comportent pas de traitements spécialement voués à la déphosphatation. L'avantage de l'Oxyséquenceur^{MC} réside alors dans son potentiel d'assurer une gestion complète du phosphore. Bien que la partie gestion de phosphore, voire le bassin de relargage de phosphore et l'unité de sorption, augmenterait les coûts du procédé, il serait de même pour les autres procédés pour lesquels on souhaiterait intégrer une partie gestion de phosphore dans leurs filières de traitement.

L'évaluation des coûts de la partie gestion de phosphore dépend de l'efficacité des deux premières composantes de l'OxySéquenceur^{MC}, le BioSéparateur^{MC} et le RBS, et certains choix de conception, tels le volume de la purge du RBS ainsi la fréquence de cette dernière (i.e. âge de boues). Malgré les inconnues qui subsistent le coût du conditionnement de 10 kg, 100 kg et 500 kg d'alumine activée a été estimés. Ensuite, en posant des hypothèses sur la concentration de phosphore de la purge du RBS, la quantité de phosphore qui pourrait être sorbée et le volume de la purge correspondante ont été évalués.

Les coûts associés au conditionnement de l'alumine activée peuvent être évalués en posant les hypothèses suivantes:

- a. la capacité de sorption l'alumine activée conditionnée (mg P/g AA) de taille granulaire pour les phosphates est de 5 à 10 mg P/g AA;
- b. la normalité de l'acide nitrique utilisée pour le conditionnement sera de 1,0 N;
- c. le conditionnement se fera en rinçant l'alumine activée déjà placée dans la colonne sorbante avec la solution d'acide nitrique
- d. le volume de la solution d'acide nitrique par masse d'alumine activée utilisé pour le conditionnement est de 200 ml/g AA;
- e. le coût de l'alumine activée est de 1,50 \$/kg AA;
- f. le coût de l'acide nitrique est de 11,06 \$ pour 2,5 l (solution de 16,0 N) ou 0,28 \$/l pour une solution 1,0 N (Fischer, 1996).

Le tableau 5.2 présente les coûts associés au conditionnement de 10 kg, 100 kg et 500 kg d'alumine activée. Le coût du conditionnement par kilogramme d'acide nitrique est évalué à 57,50 \$/kg d'AA.

Tableau 5.2: Coûts associés au conditionnement de l'alumine activée

masse AA	masse de P sorbée sur l'AA	coûts de l'AA	coûts du conditionnement (acide nitrique)	coûts par kg d'AA conditionné	coûts totaux
10 kg	50 à 100 g	15\$	560\$	57,50	575\$
100 kg	500 à 1000 g	150\$	5 600\$	57,50	5 750\$
500 kg	2500 à 5000 g	750\$	28 000\$	57,50	28 750\$

Évaluons maintenant les volumes de purge et les quantités de phosphore sorbées correspondantes que peuvent traiter l'alumine activée. Pour ce faire, les hypothèses suivantes sont posées concernant la purge du RBS envoyée au bassin de relargage de phosphore:

- la biomasse déphosphatante du RBS à un pourcentage de polyphosphate de 5 %, soit 50 mg P/g MVES;
- cette même biomasse est composée de 2 % de P, soit 20 mg P/g MVES, qui ne peut être relargué puisqu'il est présent dans l'ADN et les membranes des bactéries;
- il reste donc 3 % de P (30 mg P/g MVES) se retrouvant dans la biomasse qui peuvent être relargué par celle-ci dans la bassin de relargage de phosphore;
- la concentration en MVES de la purge est de 3500 mg MVES/l.

Selon les hypothèses précédentes, la concentration en phosphore qui sera relargué par la biomasse dans le bassin de relargage de phosphore est d'environ 100 mg P/l ($30 \text{ mg P/g MVES} \times 3500 \text{ mg MVES/l}$).

En somme, pour 10 kg d'alumine activée conditionnée, nous pouvons sorber jusqu'à 100 g de phosphore, soit 1000 l de purge à la concentration de 100 mg P/l. Le tableau 5.3 résume les volumes de purge et les quantités de masse de phosphore sorbées correspondantes qui peuvent être traités par des masses d'alumine activée de 10 kg, 100 kg et 500 kg. Donc, 1 kg d'alumine activée conditionnée peut sorber le phosphore contenu dans 100 l de purge.

Tableau 5.3: Volumes de purge, masse de phosphore contenue dans ces volumes de purge et masse d'alumine activée requise afin de sorber ces masses de phosphore

masse AA (cap. de 10 mgP/ g AA)	masse de P sorbée	volume de la purge (pour une concentration de 100 mg P/l)
10 kg	100 g	1000 l
100 kg	1000 g	10 000 l
500 kg	5000 g	50 000 l

Nous avons donc évalué le coût du conditionnement à 57,50 \$/kg d'alumine activée. De plus, nous avons estimé que 1 kg d'alumine activée peut sorber le phosphore contenu dans 100 l d'une purge ayant une concentration en phosphore de 100 mg P/l. Donc, le coût de la sorption de phosphore sur de l'alumine activée conditionnée est évalué à 575 \$/m³ ($= [57,50 \text{ $/kg d'AA}]/[100 \text{ l/kg d'AA}]$).

CONCLUSIONS

Les essais sur la déphosphatation biologique ont montré qu'à certaines conditions la déphosphatation biologique du surnageant de fosse septique était possible. Les essais expérimentaux ont montré la capacité de l'alumine activée à adsorber les phosphates.

Plus précisément, l'étude sur la déphosphatation biologique a menée aux observations suivantes:

- (1) malgré un nombre limité de prélèvements du surnageant de fosse septique les caractéristiques de cette eau usée ont varié considérablement; la concentration d'acétate du surnageant utilisé était entre 20 et 75 mg HAc/l;
- (2) l'alimentation de la biomasse par une quantité croissante de surnageant de fosse septique a favorisé le relargage et le captage de phosphore;
- (3) le relargage de phosphore par rapport à la consommation d'acétate observée, soit 0,75 à 1,62 moles de P relarguées/moles d'acétate consommée se situe dans les plages de valeurs rapportées dans la littérature;

- (4) le rapport de P relargué/HAc consommé était considérablement plus élevé pour tous les échantillons avec l'alimentation d'acétate à partir de solution stock que pour l'alimentation à partir du surnageant de fosse septique;
- (5) la présence de nitrates en condition anaérobie a un effet négatif sur l'efficacité de la déphosphatation biologique, et ce, même pour des concentrations de nitrates aussi faibles que 1,0 mg N/l;

L'étude sur la déphosphatation par sorption sur de l'alumine activée a mené aux conclusions suivantes:

- (1) le conditionnement de l'alumine activée à l'acide nitrique permet d'augmenter considérablement la capacité de sorption de ce média sorbant;
- (2) l'alumine activée non conditionnée en forme de poudre a une capacité d'environ 20 mg P/g AA; cette capacité augmente à environ 75 mg P/g AA lorsqu'il y a conditionnement;
- (3) l'alumine activée non conditionnée de taille plus importante (14 * 28 mesh) a une capacité d'environ 4 mg P/g AA, cette capacité augmente à environ 7,5 mg P/g AA lorsqu'il y a conditionnement;

- (4) la cuisson de l'alumine activée et de l'acide nitrique dans un four à 103°C constitue l'étape qui augmente le plus la capacité de sorption;
- (5) la cuisson de l'alumine activée et de l'acide nitrique réduit l'alumine activée a l'état de poudre;
- (6) l'utilisation de l'alumine activée a l'état de poudre n'est pas pratique pour le procédé OxySéquenceur^{MC} puisqu'il est très difficile de retenir l'alumine activée de cette taille lors de la sorption des phosphates;
- (7) l'utilisation de l'alumine activée sous forme granulaire placée dans des colonnes sorbantes est donc suggérée pour l'OxySéquenceur^{MC};
- (8) la sorption des phosphates sur l'alumine activée peut être représentée par l'isotherme de BET;
- (9) l'efficacité de sorption des phosphates sur l'alumine activée est augmenté lorsque la concentration initiale des phosphates est faible et lorsque le pH des eaux contenant les phosphates se situe entre 6,0 et 7,0;

- (10) la variation de la concentration initiale de phosphate lorsque la même masse de phosphate est ajouté en variant le volume des solutions phosphatées ainsi que la variation de la conductivité n'ont eu aucun effet sur l'efficacité de la sorption des phosphates sur l'alumine activée;
- (11) la présence de cation de calcium à un faible pH (5,0) a eu un effet négatif sur la sorption de phosphore sur l'alumine activée.

Les considérations économiques ont mené aux conclusions suivantes:

- (1) le coût de l'OxySéquenceur^{MC} en ne considérant pas la partie gestion de phosphore est ni plus élevé ni plus faible que les coûts des procédés susceptibles de lui être en compétition;
- (2) il a été estimé que le coût de la sorption des phosphates sur l'alumine activée conditionnée à l'acide nitrique est de 575 \$/m³ selon les hypothèses suivantes;
 - a. la capacité de sorption de l'alumine activée conditionnée est de 5 à 10 mg P/g AA;
 - b. la concentration de phosphore dans la purge du RBS est d'environ 100 mg P/l.

RECOMMANDATIONS

DÉPHOSPHATATION BIOLOGIQUE

- (1) en laboratoire, un essai de croissance de la biomasse devrait être effectué avec un alimentation provenant d'un surnageant de fosse septique;
- (2) un programme de caractérisation de plusieurs surnageants de fosse septique devrait être entrepris afin de mieux cerner la variation de leurs paramètres;
- (3) la fosse septique chez ECO-Equipement FEP Inc. devrait être munie d'un mélangeur mécanique après quoi un programme de caractérisation devrait être élaboré;
- (4) un essai de croissance d'une biomasse pourrait également être fait avec l'effluent de la fosse complètement mélangée d'ECO Equipement après que celle-ci soit munie d'un mélangeur mécanique.

DÉPHOSPHATATION PAR SORPTION SUR L'ALUMINE ACTIVÉE

- (1) Un essai en cuvée avec l'alumine activée conditionnée et un échantillon de la purge du RBS de l'OxySéquenceur^{MC} devrait être effectué afin de déterminer l'effet de la concentration de MES sur la sorption des phosphates sur l'alumine activée;
- (2) des essais de sorption pourraient également être effectués dans une colonne contenant de l'alumine activée.

BIBLIOGRAPHIE

AL-KANANI, T. S. (1984), Adsorption-desorption of pyrophosphate and orthophosphate, and pyrophosphate hydrolysis in soils, goethite, and silicate clay minerals, Thèse de Doctorat, Université McGill, Campus MacDonald, Ste-Anne-de-Bellevue, Canada.

AMES, L. L. et R. B. DEAN (1970) Phosphorus removal from effluents in alumina columns, Water Pollution Control Federation, May, pp. R161 - R172.

APHA, AWWA, WPCF (1989) Standard methods for the examination of water and wastewater, 17th Ed., American Public Health association, Washington D.C.

APHA, AWWA, WPCF (1994) Standard methods for the examination of water and wastewater, 22nd Ed., American Public Health association, Washington D.C.

AQTE, (1995) Répertoire pour l'année 1995 - 1996, publié par l'AQTE, Montréal

AWWA (1973), Water quality and treatment: A handbook of public water supplies, 3rd Ed., McGraw-Hill Book Company, New York.

ARVIN, E., (1985), Biological removal of phosphorus from wastewater, CRC Crit. Rev. Environ. Control, vol 15, pp. 25 -64.

AULENBACH, D. B. et N. MEISHENG (1988) Studies on the mechanism of phosphorus removal from treated wastewater by sand, Journal of Water Pollution Control Federation, Vol. 60, No. 12, pp. 2089 - 2094.

BEAUMONT, J.-P. et J. JOBIDON (1995) Bilans annuels des ouvrages municipaux d'assainissement des eaux du PEAQ, Compte Rendu - 18 ième Symposium sur le traitement des Eaux Usée, 7 - 9, 1996 novembre, Montréal, AQTE, pp. 170 - 190.

BÉLANGER, G. et G. BUELNA (1990) Biofiltration à base de tourbe: une alternative prometteuse pour l'assainissement individuel, Compte Rendu - 13 ième Symposium sur le Traitement des Eaux Usées, 14 - 16 novembre, Montréal, AQTE.

BÉLANGER, G. et Y. COMEAU (1994) Optimisation de la déphosphatation biologique à la station de traitement des eaux usées de Sainte Agathe-des-Monts, Sciences et Techniques de l'Eau, vol. 27, no. 4, pp. 18 - 29.

BRATTEBO, H. et H. ODEGAARD (1986) Phosphorus removal by granular activated alumina, Water Resources, Vol. 20, No. 8, pp. 977 - 986.

BUELNA, G. et G. BÉLANGER (1990) Biofiltration à base de tourbe pour le traitement des eaux usées de petites municipalités, Sciences et Techniques de l'Eau, Août, pp. 259 - 264.

COMEAU, Y., K. J. HALL, R. E. W. HANCOCK et W. K. OLDHAM (1986) Biochemical model for biological enhanced phosphorus removal, Water Research, vol. 20, pp. 1511 - 1521.

COMEAU, Y., B. RABINOWITZ, K. J. HALL et W. K. OLDHAM (1987) Phosphate release and uptake in enhanced biological phosphorus removal from wastewater, Journal of Water Pollution Control, Vol. 59, No. 7, pp. 707 - 715.

COMEAU, Y. (1990a) La déphosphatation biologique - métabolisme microbien, Sciences et Techniques de l'Eau, Vol. 23, No. 1, février, pp. 47 - 60.

COMEAU, Y., K. J. HALL et W. K. OLDHAM (1990b) Indirect polyphosphate quantification in activated sludge, Water Pollution Research Journal of Canada, vol. 25, no. 2, pp. 161 - 174.

DESJARDINS, C., Y. COMEAU Y, I. TAKACS et M. PERRIER (1996) Modelling of Bio-P removal by an SBR treating a cheese factory effluent. Soumis pour publication.

DESJARDINS, R. (1990) Le traitement des eaux, 2ième Édition, Éditions de l'École Polytechnique de Montréal, Montréal, Québec.

DUBÉ J-P, L. GUAY et G. LEROUX (1994a) Assainissement individuel - démonstration d'un réacteur anaérobie-aérobie suivi d'un polissage sur massif filtrant compact, EAT Environnement Inc. Compte Rendu - 16 ième Symposium sur le Traitement des Eaux Usées, Montréal, AQTE.

DUBÉ J-P, R. CHÉNIER et C. ROY (1994b) Les réacteurs à base de tourbe d'Hydro-Québec, Compte Rendu - 18 ième Symposium sur le Traitement des Eaux Usées, Montréal, AQTE. pp. 253 - 270.

ENVIRONNEMENT CANADA (1975) Effluent polishing by filtration through activated alumina, Research program for the abatement of municipal pollution under provisions of the Canada-Ontario agreement on Great Lakes water quality, Research Report No. 40., Ottawa, Ontario.

FAUST, S. et A. OSMAN (1987) Adsorption processes for water treatment, Butterworths Publishers, Stoneham, Mass.

FISCHER SCIENTIFIC (1996) Communication personnelle, Montréal, Québec.

FUKASE, T. et al., (1982) Studies on the mechanism of biological phosphorus removal, trans. by C. J. Marden Ed., Chemical Technol., Japan Journal of Water Pollution Research, vol. 5, pp. 309.

GANGOLI, N. et G. THODOS (1973) Phosphate adsorption studies, Journal of Water Pollution Control Federation, Vol. 45, No. 5, pp. 842 - 849.

GAUTHIER, C. (1996) Communication personnelle, Technicienne à l'usine de traitement de Ste-Agathe-des-Monts, Ste-Agathe-des-Monts, Québec.

GEHR, R., E. GALARNEAU, J. LORANGE, Y. COMEAU et H. BROWN (1995) Phosphorus removal: prioritization of available technologies and assessment of physico-chemical alternatives, Compte Rendu - 18ième Symposium sur le Traitement des Eaux Usée, 7 au 9 novembre 1996, Montréal, AQTE.

HO, G. E., K. MATHEW, R. A. GIBBS et W. PARKER (1992a) Groundwater recharge of sewage effluent through amended sand, Water Resources, Vol. 26, No. 3 pp. 285 - 293.

HO, G. E., K. MATHEW et R. A. GIBBS (1992b) Nitrogen and phosphorus removal from sewage effluent in amended sand columns, Water Resources, Vol. 26, No. 3 pp. 295 - 300.

HUNAG, C. P., (1977) Removal of phosphate by powdered aluminum oxide adsorption, Journal of Water Pollution Control Federation, August, pp. 1811 - 1817.

JENSSEN, P. D., T. MAEHLUM et T. KROGSTAD (1993) Potential use of constructed wetlands for wastewater treatment in northern environments, Water Science and Technology, vol. 28, no. 10, pp. 149 - 157.

JENSSEN, P. D., T. MAEHLUM et T. KROGSTAD (1994) Adapting constructed wetlands for wastewater treatment to northern environments, Global Wetlands: Old World and New, pp. 411 - 420.

KAVANAUGH, M., J. EUGSTER, A. WEBER et M. BOLLER (1977) Contact filtration for phosphorus removal, Journal of Water Pollution Control Federation, October, pp. 2157 - 2171.

KUBA, T., G. SMOLDERS, M. C. M. VAN LOODDRECHT et J. J. HEIJNEN (1993) Biological phosphorus removal from wastewater by anaerobic-anoxic sequencing batch reactor, Water Science and Technology, Vol. 27, no. 5 - 6, pp. 241 - 252.

LACHAT INSTRUMENTS, (1993) QuikChem automated ion analyzer methods manual, Lachat Instruments, Milwaukee, Wisconsin.

METCALF et EDDY (1991) Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse, McGraw-Hill, New York, New York.

MEUNIER, P. G., (1994) Droit québécois de l'environnement, Volume 3, Les Éditions Yvon Blais Inc., Montréal, Québec.

MINO, T., V. ARUN, Y. TSUZUKI et T. MATSUO (1987) Effect of phosphorus accumulation on acetate metabolism in the biological phosphorus removal process. In R. (ed.) Biological Phosphate Removal from Wastewater, Rome, Italy, IAWPRC, Pergamon Press, London, U. K. pp. 27 - 38.

NEUFELD, R. D. et G. THODOS (1969) Removal of orthophosphates from aqueous solutions with activated alumina, Environmental Science & Technology, Vol 3, No. 7, pp. 661 - 667.

PERRICH, J (1981) Activated carbon adsorption for wastewater treatment, CRC Press Inc., Boca Raton, Fla.

PURFLO (1996), Communication personnelle, Laval, Québec.

RANA, S. et T. VIRARAGHAVAN (1987) Use of peat in septic tank effluent - column studies, Water Pollution Res. Canada, Vol. 22, No. 3, pp. 491 - 503.

ROBERGE, G. (1992) Augmentation de l'efficacité de la déphosphatation d'un filtre multi-média à base de tourbe par addition d'un agent dopant, Mémoire de Maîtrise, Université du Québec, INRS-Eau, Ste-Foy, Québec.

SAWYER, C. N., P. L. McCARTY et G. F. PARKIN (1994) Chemistry for environmental engineering, 4th Ed., McGraw-Hill, New York, N. Y.

SCHOEMAN, J. J. et G. W. LEACH (1986) An investigation of the performance of two newly installed defluoridation plants in South Africa and some factors affecting their performance, Water Science and Technology, vol. 19, pp. 953 - 965.

SIEBRITZ, I. P. et al., (1983) Biological phosphorus removal in the activated sludge process, Capetown, South Africa, Res. Rep., no. W47.

SMITH, R. W. et M-Y HWANG (1978) Phosphate adsorption of magnesium silicates, Journal of Water Pollution Control Federation, September, pp. 2189 - 2197.

SMOLDERS, G. J. F., J. VAN DER MEIJ, M. C. M. VAN LOOSDRECHT et J. J. HEIJNEN (1994) Model of the anaerobic metabolism of the biological phosphorus removal process: stoichiometry and pH influence, Biotechnology and Bioengineering, Vol. 43, pp. 461 - 470.

URANO, K. et H. TACHIKAWA (1991a) Process development for removal and recovery of phosphorus from wastewater by a new adsorbant. 1. preparation method and adsorption capability of a new adsorbent, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 30 No. 8, pp. 1893 - 1896.

URANO, K. et H. TACHIKAWA (1991b) Process development for removal and recovery of phosphorus from wastewater by a new adsorbant. 2. adsorption rates and breakthrough curves, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 30 No. 8, pp. 1896 - 1899.

URANO, K. et H. TACHIKAWA (1992a) Process development for removal and recovery of phosphorus from wastewater by a new adsorbant. 3. desorption of phosphate and regeneration of adsorbant, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 31 No. 6, pp. 1510 - 1513.

URANO, K. et H. TACHIKAWA (1992b) Process development for removal and recovery of phosphorus from wastewater by a new adsorbant. 4. recovery of phosphate and aluminum from desorbing solution, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 31 No. 6, pp. 1513 - 1515.

U.S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (1976) Process design manual for phosphorus removal. EPA 600/5-74-010. Technology Transfer, Cincinnati, Ohio.

U.S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (1977) Process design manual: wastewater treatment facilities for sewered small communities. EPA-625/1-77-009. Technology Transfer, Cincinnati, Ohio.

U.S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (1980a) Alternative systems for small communities and rural areas. FRD-10. Technology Transfer, Cincinnati, Ohio.

U.S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (1980b) Selenium removal from groundwater using activated alumina. EPA 600/2-80-153. Technology Transfer, Cincinnati, Ohio.

U.S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (1980c) Design manual: onsite wastewater treatment and disposal systems. EPA 625/1-80-012. Technology Transfer, Cincinnati, Ohio.

U.S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (1992) Summary report: small community water and wastewater treatment. EPA 625/R-92/010. Technology Transfer, Cincinnati, Ohio.

VILLENEUVE, R., (1992) Conception d'un système de traitement d'eaux usées à partir de marais artificiels adapté aux conditions québécoises, 15ième Symposium International sur le Traitement des Eaux Usées, 17 au 19 novembre 1992, Montréal, AQTE.

VINYARD, D. L. et M. HEADSTREAM BATES (1979) High-calcium fly ash for tertiary phosphorus removal, Water & Sewage Works, June, pp. 62 - 64.

Wentzel, M. C., L. H. Lotter, R. E. Loewenthal, G. v. R. Marais (1986) Metabolic behavior of *Acinetobacter* spp. in enhanced biological phosphorus removal - a biochemical model, Water SA, vol 12, no. 4, pp. 209 - 224.

Yee, W. C., (1966) Selective removal of mixed phosphates by activated alumina, Journal of American Water Works Assoc., February, pp. 239 - 247.

ANNEXES

ANNEXE A: RÉSULTATS DES ESSAIS RELIÉS À LA DÉPHOSPHATATION BIOLOGIQUE

**SECTION A1: CARACTÉRISTIQUES DU SURNAGEANT DE
FOSSE SEPTIQUE**

**SECTION A2: CARACTÉRISTIQUES DE LA BIOMASSE DE
LABORATOIRE**

**SECTION A3: RÉSULTATS DES ESSAIS DE
DÉPHOSPHATATION BIOLOGIQUE**

ANNEXE B: RÉSULTATS DES ESSAIS RELIÉS À LA SORPTION DE PHOSPHATES SUR L'ALUMINE ACTIVÉE

**SECTION B1: CARACTÉRISTIQUES DE L'EAU DE
ROBINET**

SECTION B2: CARACTÉRISTIQUES DE L'EAU DISTILLÉE

**SECTION B3: RÉSUMÉ DES CAPACITÉS DE SORPTION
POUR LES DIFFÉRENTS CONDITIONNEMENTS**

**SECTION B4: RÉSULTATS DES ESSAIS RELATIFS:
AUX ISOTHERMES D'ADSORPTION
AU RÔLE DES NITRATES
AUX ORTHOPHOSPHATES
AU pH
À LA CONCENTRATION INITIALE DES PHOSPHATES
À LA DURETÉ CALCIQUE
À LA CONDUCTIVITÉ**

ANNEXE C: TAILLE DE PARTICULES VERSUS GROSSEUR DU TAMIS

**ANNEXE A: RÉSULTATS DES ESSAIS RELIÉES À LA DÉPHOSPHATATION
BIOLOGIQUE**

SECTION A1: CARACTÉRISTIQUES DU SURNAGEANT DE FOSSE SEPTIQUE

date de la prise: 17 avril 1996
 heure de la prise: 10h00
 volume approximatif: 4L

SURNAGEANT DE FOSSE SEPTIQUE: DOMAINE FONTAINEBLEAU							
(mg/l)	O-P04	NO2-NO3	NH4	AGV (HAc)	MES	DCOtotal	DCO soluble
échant 1	1.61	0.47	6.79	28	41	255	160
échant 2	1.36	0.44	6.56	24	41	260	180
moyenne	1.49	0.45	7.69	25.9	41	258	170
écart type	0.2	0.02	1.6	3	0	4	14
n.a.							

date de la prise: 14-mai-96
 heure de la prise: 10h00
 volume approximatif: 4L

SURNAGEANT DE FOSSE SEPTIQUE: DOMAINE FONTAINEBLEAU							
(mg/l)	O-P04	NO2-NO3	NH4	AGV (HAc)	MES	DCOtotal	DCO soluble
échant 1	4.00	0.00	27.04	69	40	376	234
échant 2	4.03	0.05	25.63	81	40	379	258
échant 3	4.05	0.06	27.40		41	387	229
moyenne	4.03	0.04	26.69	75	40	381	240
écart type	0.0	0.0	0.9	8	1	5	15
n.a.							

date de la prise: 05-jun-96
 heure de la prise: 10h00
 volume approximatif: 4L

SURNAGEANT DE FOSSE SEPTIQUE: DOMAINE FONTAINEBLEAU							
(mg/l)	O-P04	NO2-NO3	NH4	AGV (HAc)	MVES	DCOtotal	DCO soluble
échant 1	2.95	0.04	23.66	18	56	250	100
échant 2	3.02	0.05	22.86	22	65	258	97
moyenne	2.99	0.05	23.27	20	71	254	99
écart type	0.0	0.0	0.6	3	21	6	2
n.a.							

SECTION A2: CARACTÉRISTIQUES DE LA BIOMASSE DÉPHOSPHATANTE

date de la prise: 18 avril 1996
heure de la prise: 9h00
volume approximatif: 3.2L

BOUE DÉPHOSPHATANTE									
(mg/l)	O-PO4	NO2+NO3	NH4	MES	MVES	MVES/MES	DCOtotal	DCO soluble	DCOa/DCOI
écart type	0.08	0.05	0.00	115	80	n.a.	389	45	n.a.
moyenne	0.35	2.86	0.12	3007	1993	0.66	2525	103	0.041
éch 2	0.41	2.90	0.12	3088	1950	0.63	2250	71	0.032
éch 1	0.30	2.82	0.13	2925	2035	0.70	2800	134	0.048

TEST DE % DE POLYP			
(mg/l)	éch 1	éch 2	moyenne
O-PO4 ini	0.30	0.41	0.35
O-PO4 final	75.85	103.08	89.51

% Polyp = $\frac{\text{O-PO4 final} - \text{O-PO4 initial}}{\text{O-PO4 final}}$			
MES	89.16 - 0.35	3007	2.85 %
MVES	89.16 - 0.35	1993	4.48 %

date de la prise: 15-mai-96
heure de la prise: 9h00
volume approximatif: 3.2L

BOUE DÉPHOSPHATANTE									
(mg/l)	O-PO4	NO2+NO3	NH4	MES	MVES	MVES/MES	DCOtotal	DCO soluble	DCOa/DCOI
écart type	0.1	0.0	0.0	357	248	n.a.	215	16	n.a.
moyenne	0.35	1.68	0.03	3883	2545	0.66	5210	965	0.185
éch 3				4192	2758	0.66	5026	974	0.184
éch 2	0.28	1.68	0.00	3966	2605	0.66	5158	947	0.184
éch 1	0.41	1.69	0.05	3492	2273	0.65	5447	974	0.179

TEST DE % DE POLYP			
(mg/l)	éch 1	éch 2	moyenne
O-PO4 ini	0.41	0.28	0.35
O-PO4 final	308.00	294.50	301.25

% Polyp = $\frac{\text{O-PO4 final} - \text{O-PO4 initial}}{\text{O-PO4 final}}$			
MES	301.25 - 0.35	3883	7.75 %
MVES	301.25 - 0.35	2545	11.82 %

SECTION A2: CARACTÉRISTIQUES DE LA BIOMASSE DÉPHOSPHATANTE (suite)

date de la prise: 06-jun-96

heure de la prise: 9h00

volume approximatif: 3.2L

BOUE DÉPHOSPHATANTE									
(mg/l)	O-PO4	NO2-NO3	NH4	MES	MVES	MVES/MES	DCOtotal	DCO soluble	DCOs/DCOt
éch 1	7.64	4.87	0.00	1969	1431	0.73	1805	316	0.197
éch 2	7.85	4.81	0.10	2107	1439	0.68	2211	184	0.083
éch 3				2135	1503	0.70	1737	105	0.060
moyenne	7.75	4.84	0.05	2070	1458	0.70	1851	202	0.109
écart type	0.1	0.0	0.1	69	39	n.a.	319	107	n.a.

TEST DE % DE POLYP			
(mg/l)	éch 1	éch 2	moyenne
O-PO4 ini	7.64	7.85	7.75
O-PO4 final	102.00	102.40	102.20

% PolyP =	O-PO4 final - O-PO4 initial	O-PO4 final - O-PO4 initial
	MES	MVES
	102.2 - 7.75	102.2 - 7.75
	2070	1458
	4.56 %	6.48 %

SECTION A3.1: RÉSULTATS BRUTS DES ESSAIS DE DÉPHOSPHATATION BIOLOGIQUE

ESSAI du 18 avril 1996 - ESSAI No. 3

date de l'essai **18 avril 1996**

durée de l'essai 3 jours

nombre d'échantillons: 5

description des échantillons: témoin négatif (aucun ajout d'acétate)

témoin positif (ajout de 30 mg HAc/l)

10% de volume de surfS

20% de volume de surfS

40% de volume de surfS

RÉACTEUR: témoin négatif			
volume total =	1.0 l		
volume de surnageant de FS ajouté (ml) =	0		
volume de biomasse déP (ml) =	600		
masse initiale de NIVES (déP) (mg) =	1196		
conc initiale de NIVES (déP) (mg/l) =	1196		
[HAc] initiale (mg HAc/l)=	0		
temps (h)	O-PO4	NO2-NO3	NH4
0	0.21	1.72	0.07
0.17	0.75	2.01	0.14
1	n.d.	1.61	0.24
3	1.33	0.85	0.35
4	0.61	1.42	0.14
5	1.23	1.67	0.16
6	1.40	1.93	0.25
7	1.29	2.19	0.13
3 jours	31.00	16.50	0.61
relargage de P: consommation d'actate:			
	mg P:mg HAC	mol P:mol HAC	
sans déN	n.a.	n.a.	
avec déN	n.a.	n.a.	

RÉACTEUR: témoin positif (30 mg HAC/l)			
volume total (ml) =	500		
volume de surnageant de FS ajouté (ml) =	0		
volume de biomasse déP (ml) =	300		
masse initiale de MVES (déP) (mg) =	590		
conc initiale de MVES (déP) (mg/l) =	1190		
[HAC] initiale (mg HAC/l) =	30		
temps (h)	O-PO4	NO2-NO3	NH4
0	0.21	1.72	0.07
0.17	5.68	1.65	0.10
1	n.d.	0.03	0.22
3	12.11	0.18	0.57
4	5.45	0.27	0.24
6	3.62	0.41	0.14
6	n.d.	0.60	0.18
7	2.65	0.77	0.16
3 jours	28.48	12.42	0.61
relargage de P: consommation d'acétate:			
	mg P:mg HAC	mol P:mol HAC	
sans déN	0.40	0.77	
avec déN	0.48	0.93	

SECTION A3.1: RÉSULTATS BRUTS DES ESSAIS DE DÉPHOSPHATATION BIOLOGIQUE (suite)

ESSAI du 18 avril 1996 - ESSAI No. 3

RÉACTEUR: 10% v/v de FS				
volume total (ml) =	500			
volume de surmouillage de FS ajouté (ml) =	50			
volume de biomasse d'AP (ml) =	300			
masse initiale de MVES (d'AP) (mg) =	500			
conc initiale de MVES (d'AP) (mg/l) =	1100			
[MAC] initiale (mg MAC/l) =	3			
temps (h)	O-PO4	NO2-NO3	NH4	
0	0.35	1.75	0.84	
0.17	0.54	2.20	0.61	
1	n.d.	2.08	0.73	
3	1.35	0.13	1.14	
4	0.95	n.d.	1.05	
6	2.15	1.91	0.14	
6	1.21	2.22	0.24	
7	1.02	2.47	0.20	
3 jours	41.75	17.24	0.71	
relargage de P: consommation d'acétate:				
	mg P:mg MAC	mol P:mol MAC		
sans d'AP	0.35	0.74		
avec d'AP	n.a.	n.a.		

RÉACTEUR: 20% v/v de FS				
volume total (ml) =	500			
volume de surmouillage de FS ajouté (ml) =	100			
volume de biomasse d'AP (ml) =	300			
masse initiale de MVES (d'AP) (mg) =	500			
conc initiale de MVES (d'AP) (mg/l) =	1100			
[MAC] initiale (mg MAC/l) =	5			
temps (h)	O-PO4	NO2-NO3	NH4	
0	0.51	1.81	1.61	
0.17	0.61	1.80	1.55	
1	n.d.	n.d.	n.d.	
3	1.45	0.00	2.37	
4	0.59	2.00	0.91	
6	2.23	3.11	0.24	
6	0.72	3.51	0.15	
7	1.13	3.78	0.21	
3 jours	31.05	17.94	0.80	
relargage de P: consommation d'acétate:				
	mg P:mg MAC	mol P:mol MAC		
sans d'AP	0.16	0.35		
avec d'AP	n.a.	n.a.		

SECTION A3.1: RÉSULTATS BRUTS DES ESSAIS DE DÉPHOSPHATATION BIOLOGIQUE (suite)

ESSAI du 18 avril 1996 - ESSAI No. 3

RÉACTEUR: 40% v/v de FS			
volume total (ml) =	600		
volume de surnageant de FS ajouté (ml) =	200		
volume de biomasse déP (ml) =	300		
masse initiale de MVES (déP) (mg) =	598		
conc initiale de MVES (déP) (mg/l) =	1196		
[HAc] initiale (mg HAC/l) =	10		
temps (h)	O-PO4	NO2-NO3	NH4
0	0.81	1.91	3.15
0.17	2.56	1.50	2.90
1	n.d.	1.64	3.87
3	2.87	0.00	3.85
4	0.73	2.10	3.49
6	0.4	3.78	2.30
6	0.57	5.82	0.84
7	0.73	6.73	n.d.
3 jours	26.73	16.96	0.66
relargage de P: consommation d'acétate:			
	mg P:mg HAC	mol P:mol HAC	
sans d4N	0.20	0.36	
avec d4N	0.44	0.85	

SECTION A3.2: RÉSULTATS BRUTS DES ESSAIS DE DÉPHOSPHATATION BIOLOGIQUE

ESSAI du 15 mai 1996 - ESSAI No. 4

date de l'essai 15 mai 1996

durée de l'essai 9 heures

nombre d'échantillons: 4

description des échantillons: témoin négatif (aucun ajout d'acétate)
témoin positif (ajout de 40 mg HAc/l)
40% de volume de surFS
40% de volume de surFS + 40 mgHAc/l

RÉACTEUR: témoin négatif			
volume total =	500		
volume de surnageant de FS ajouté (ml) =	0		
volume de biomasse déP (ml) =	348		
masse initiale de MVES (déP) (mg) =	896		
conc initiale de MVES (déP) (mg/l) =	1827		
[HAc] initiale (mg HAc/l) =	0		
temps (h)	O-PO4	NO2-NO3	NH4
0	0.21	1.01	0.02
0.17	0.23	1.26	0.06
1	-	-	-
3	4.24	0.13	0.07
4	4.66	0.36	0.04
6	5.12	0.45	0.04
8	5.1	0.56	0.04
9	5.56	0.77	0.12
relargage de P: consommation d'acétate:			
	mg P:mg HAC	mol P:mol HAC	
sans déN	n.a.	n.a.	
avec déN	n.a.	n.a.	

RÉACTEUR: témoin positif (40 mg HAc/l)			
volume total (ml) =	500		
volume de surnageant de FS ajouté (ml) =	0		
volume de biomasse déP (ml) =	348		
masse initiale de MVES (déP) (mg) =	896		
conc initiale de MVES (déP) (mg/l) =	1827		
[HAc] initiale (mg HAc/l) =	40		
temps (h)	O-PO4	NO2-NO3	NH4
0	0.21	1.01	0.00
0.17	9.32	1.04	0.03
1	17.53	0.11	0.04
3	33.63	0.14	0.064
4	25.49	0.35	0.069
6	18.02	0.4	0.03
8	20.84	0.49	0.09
9	9.92	4.92	0.062
relargage de P: consommation d'acétate:			
	mg P:mg HAC	mol P:mol HAC	
sans déN	0.84	1.62	
avec déN	0.90	1.75	

TABLEAU A3.2: RÉSULTATS BRUTS DES ESSAIS DE DÉPHOSPHATATION BIOLOGIQUE (suite)

ESSAI du 15 mai 1996 - ESSAI No. 4

RÉACTEUR: 40% v/v de FS			
volume total (ml) =	1200		
volume de surnageant de FS ajouté (ml) =	480		
volume de biomasse d4P (ml) =	720		
masse initiale de MVES (d4P) (mg) =	1833		
conc initiale de MVES (d4P) (mg/l) =	1627		
[HAc] initiale (mg HAc/l) =	30		
temps (h)	O-PO4	NO2-NO3	NH4
0	1.82	1.02	10.69
0.17	11.59	0.41	12.24
1	13.9	0.11	12.33
3	16.18	0.15	11.71
4	5.73	1.23	11.34
6	0.51	2.4	9.5
8	0.21	3.74	8.33
9	1.01	0.61	7.33
relargage de P: consommation d'acétate:			
	mg P:mg HAC	mol P:mol HAC	
sans d4N	0.48	0.93	
avec d4N	0.53	1.03	

RÉACTEUR: 40% v/v de FS & 40 mg HAC/L			
volume total (ml) =	600		
volume de surnageant de FS ajouté (ml) =	232		
volume de biomasse d4P (ml) =	348		
masse initiale de MVES (d4P) (mg) =	886		
conc initiale de MVES (d4P) (mg/l) =	1627		
[HAc] initiale (mg HAc/l) =	70		
temps (h)	O-PO4	NO2-NO3	NH4
0	1.82	1.02	10.69
0.17	25.59	0.15	10.65
1	28.61	0.16	9.85
3	37.15	0.19	10.48
4	12.62	2.56	6.9
6	3.76	4.93	4.25
8	2.73	7.28	3.2
9	0.37	9.41	0.084
relargage de P: consommation d'acétate:			
	mg P:mg HAC	mol P:mol HAC	
sans d4N	0.50	0.98	
avec d4N	0.53	1.02	

SECTION A3.3: RÉSULTATS BRUTS DES ESSAIS DE DÉPHOSPHATATION BIOLOGIQUE

ESSAI du 6 juin 1996 - ESSAI No. 5

date de l'essai 6 juin 1996

durée de l'essai 7 heures

nombre d'échantillons: 4

description des échantillons: témoin négatif (aucun ajout d'acétate)

témoin positif (ajout de 40 mg HAc/l)

40% de volume de surFS

40% de volume de surFS + 40 mgHAc/l

RÉACTEUR: témoin négatif			
volume total =	500		
volume de surnageant de FS ajouté (ml) =	0		
volume de biomasse d4P (ml) =	348		
masse initiale de MVES (d4P) (mg) =	567		
conc initiale de MVES (d4P) (mg/l) =	876		
[HAc] initiale (mg HAc/l) =	0		
temps (h)	O-PO4	NO2-NO3	NH4
0	4.65	2.90	0.03
0.17	5.14	2.87	0.03
1	7.14	2.9	0.1
3	14.1	0.52	0.42
4	14.72	0.98	0.43
6	14.83	1.51	0.29
6	16.7	1.91	0.22
7	16.52	2.21	0.13
relargage de P: consommation d'acétate:			
	mg P:mg HAC	mol P:mol HAC	
sans d4N	n.a.	n.a.	
avec d4N	n.a.	n.a.	

RÉACTEUR: témoin positif (40 mg HAc/l)			
volume total (ml) =	500		
volume de surnageant de FS ajouté (ml) =	0		
volume de biomasse d4P (ml) =	348		
masse initiale de MVES (d4P) (mg) =	567		
conc initiale de MVES (d4P) (mg/l) =	876		
[HAc] initiale (mg HAc/l) =	40		
temps (h)	O-PO4	NO2-NO3	NH4
0	4.65	2.90	0.03
0.17	9.97	3.11	0
1	18.55	2.57	0
3	27.77	0.23	0.17
4	27.2	0.45	0.3
6	27.5	0.73	0.32
6	27.2	0.93	0.31
7	27.2	1.14	0.24
relargage de P: consommation d'acétate:			
	mg P:mg HAC	mol P:mol HAC	
sans d4N	0.58	1.12	
avec d4N	0.74	1.43	

SECTION A3.3: RÉSULTATS BRUTS DES ESSAIS DE DÉPHOSPHATATION BIOLOGIQUE (suite)

ESSAI du 6 juin 1996 - ESSAI No. 5

RÉACTEUR: 40% v/v de FS			
volume total (ml) =	680		
volume de surnageant de FS ajouté (ml) =	232		
volume de biomasse d6P (ml) =	348		
masse initiale de MVES (d6P) (mg) =	687		
conc initiale de MVES (d6P) (mg/l) =	875		
[HAc] initiale (mg HAC/l) =	8		
temps (h)	O-PO4	NO2-NO3	NH4
0	5.84	2.92	9.34
0.17	6.83	3	9.6
1	6.89	2.28	9.4
3	8.15	0.11	10.09
4	7.41	0.75	9.67
6	7.77	1.37	9.42
6	8.22	1.99	9.39
7	8.37	2.5	7.8
retardage de P: consommation d'acétate:			
	mg P:mg HAC	mol P:mol HAC	
sans d6N	0.29	0.56	
avec d6N	-3.01	-5.63	

RÉACTEUR: 40% v/v de FS + 48 mg HAC/l			
volume total (ml) =	680		
volume de surnageant de FS ajouté (ml) =	232		
volume de biomasse d6P (ml) =	348		
masse initiale de MVES (d6P) (mg) =	687		
conc initiale de MVES (d6P) (mg/l) =	875		
[HAc] initiale (mg HAC/l) =	48		
temps (h)	O-PO4	NO2-NO3	NH4
0	5.84	2.92	9.34
0.17	16.01	2.02	9.89
1	30.17	0.04	11.7
3	36.07	0.17	10.39
4	19.75	1.18	9.54
6	17.05	2.29	8.47
6	14.98	3.22	7.82
7	13.76	4.38	6.85
retardage de P: consommation d'acétate:			
	mg P:mg HAC	mol P:mol HAC	
sans d6N	0.63	1.22	
avec d6N	0.77	1.49	

**ANNEXE B: RÉSULTATS DES ESSAIS RELIÉES À LA SORPTION DE PHOSPHATES
SUR L'ALUMINE ACTIVÉE**

TABLEAU B1: CARACTÉRISTIQUES DE L'EAU DE ROBINET

date de l'analyse	12 septembre 1996				
paramètres	éch 1	éch 2	éch 3	moyenne	écart type
alcalinité totale	94	80	90	88	7
dureté total	124	140	120	128	11
dureté calcique	82	88	84	84	2
pH	7	7.1	-	7.1	0.1

concentrations exprimées en mg CaCO₃/l sauf pH

date de l'analyse	5 octobre 1996				
paramètres	éch 1	éch 2	éch 3	moyenne	écart type
alcalinité totale	90	87	94	90	4
dureté total	125	125	125	125	0
conductivité	325	325	325	325	0
pH	7	-	-	7.0	n.a.

concentrations exprimées en mg CaCO₃/l, sauf conductivité en uS/cm et sauf pH

date de l'analyse	24 novembre 1996				
paramètres	éch 1	éch 2	éch 3	moyenne	écart type
alcalinité totale	88	91	-	90	2
dureté total	138	130	134	134	4
conductivité	310	310	-	310	0
pH	6.9	-	-	6.9	n.a.

concentrations exprimées en mg CaCO₃/l, sauf conductivité en uS/cm et sauf pH

TABLEAU B2: CARACTÉRISTIQUES DE L'EAU DISTILLÉE

date de l'analyse	24 novembre 1996				
paramètres	éch 1	éch 2	éch 3	moyenne	écart type
alcalinité totale	9	12	9	10	2
dureté total	18	18	-	18	0
conductivité	4	4	-	4	0
pH	5.9	-	-	5.9	n.a.

concentrations exprimées en mg CaCO₃/l, sauf conductivité en uS/cm et sauf pH

TABLEAU B3: RÉSUMÉ DES ESSAIS DE CAPACITÉ DE SORPTION SUR LES DIFFÉRENTS CONDITIONNEMENTS

essais	grade d'AA	taille d'AA	rinçé E = eau dist AN = HNO3 N = non	norm de HNO3 (N)	vol. HNO3/ g AA	température du mélange (c)	temps de contact (heures)	cuisson HNO3 & AA O = oui N = non	capacité de sorp à 24h (mg-P sorbt/ g d'AA)
1	AA-400	poudre	E	-	200/1	-	-	-	23.7
2	AA-400	poudre	E	1.00	200/1	24	1	N	19.0
3	AA-400	poudre	E	1.00	200/1	24	1	O	33.6
4	AA-400	poudre	E	1.00	200/1	24	3	O	38.9
5	AA-400	poudre	E	1.00	200/1	24	24	O	47.4
6	AA-400	poudre	E	1.00	200/1	40	1	O	43.9
7	AA-400	poudre	E	1.00	200/1	40	3	O	33.0
8	AA-400	poudre	E	1.00	200/1	40	24	O	40.4
9	AA-400	poudre	E	1.00	200/1	50	1	O	59.8
10	AA-400	poudre	E	1.00	200/1	50	3	O	41.1
11	AA-400	poudre	E	1.00	200/1	50	24	O	45.4
12	AA-400	poudre	E	0.25	400/1	50	1	O	54.1
13	AA-400	poudre	E	0.25	200/1	50	1	O	51.7
14	AA-400	poudre	E	0.25	100/1	50	1	O	42.9
15	AA-400	poudre	E	0.50	400/1	50	1	O	65.6
16	AA-400	poudre	E	0.50	200/1	50	1	O	62.4
17	AA-400	poudre	E	0.50	100/1	50	1	O	56.3
18	AA-400	poudre	E	1.00	400/1	50	1	O	64.6
19	AA-400	poudre	E	1.00	200/1	50	1	O	63.1
20	AA-400	poudre	E	1.00	100/1	50	1	O	61.0
21	AA-400	poudre	E	1.00	50/1	50	1	O	56.6
22	AA-400	poudre	E	1.00	400/1	75	1	O	65.7
23	AA-400	poudre	E	1.00	100/1	75	1	O	65.8
24	AA-400	poudre	E	1.00	50/1	75	1	O	62.8
25	AA-400	poudre	E	1.00	200/1	-	-	O	74.1
26	AA-400	poudre	N	1.00	200/1	-	-	O	73.0
27	AA-400	poudre	N	1.00	200/1	-	-	O	79.3
28	AA-400	poudre	N	1.00	100/1	-	-	O	68.8

TABEAU B3: RÉSUMÉ DES ESSAIS DE CAPACITÉ DE SORPTION SUR LES DIFFÉRENTS CONDITIONNEMENTS (suite)

essais	grade d'AA	taille d'AA	rincé E = eau dist AN = HNO ₃ N = non	norm de HNO ₃ (N)	vol. HNO ₃ / g AA	température du mélange (c)	temps de contact (heures)	cuisson HNO ₃ & AA O = oui N = non	capacité de sorp à 24h (mg-P sorb/ g d'AA)
29	AA-400	poudre	N	0.50	200/1	-	-	O	67.6
30	AA-400	8 * 14 mesh	N	1.00	200/1	-	-	O	78.6
31	AA-400	8 * 14 mesh	N	1.00	100/1	-	-	O	71.5
32	AA-400	8 * 14 mesh	N	0.50	200/1	-	-	O	68.0
33	AA-400	4 * 8 mesh	N	1.00	200/1	-	-	O	30.3
34	AA-400	4 * 8 mesh	N	1.00	100/1	-	-	O	37.1
35	AA-400	4 * 8 mesh	N	0.50	200/1	-	-	O	25.9
36	AA-400	4 * 8 mesh	N	1.00	200/1	-	-	O	58.2
37	AA-400	14 * 28 mesh	N	1.00	200/1	-	-	O	69.1
38	AA-300	4 * 8 mesh	N	-	-	-	-	N	1.6
39	AA-300	4 * 8 mesh	E	-	-	-	-	N	1.6
40	AA-300	4 * 8 mesh	AN	0.25	110/1	-	-	N	2.8
41	AA-300	4 * 8 mesh	AN	0.50	110/1	-	-	N	2.1
42	AA-300	4 * 8 mesh	AN	1.00	110/1	-	-	N	2.7
43	AA-400	4 * 8 mesh	N	-	-	-	-	N	2.6
44	AA-400	4 * 8 mesh	E	-	-	-	-	N	3.2
45	AA-400	4 * 8 mesh	AN	0.25	110/1	-	-	N	2.9
46	AA-400	4 * 8 mesh	AN	0.50	110/1	-	-	N	3.2
47	AA-400	4 * 8 mesh	AN	1.00	110/1	-	-	N	3.2
48	AA-400G	14 * 28 mesh	N	-	-	-	-	N	3.7
49	AA-400G	14 * 28 mesh	E	-	-	-	-	N	3.5
50	AA-400G	14 * 28 mesh	AN	0.25	110/1	-	-	N	4.2
51	AA-400G	14 * 28 mesh	AN	0.50	110/1	-	-	N	4.4
52	AA-400G	14 * 28 mesh	AN	1.00	110/1	-	-	N	5.6
53	AA-200G	14 * 28 mesh	N	-	-	-	-	N	4.1
54	AA-200G	14 * 28 mesh	E	-	-	-	-	N	4.0
55	AA-200G	14 * 28 mesh	AN	0.25	110/1	-	-	N	4.8
56	AA-200G	14 * 28 mesh	AN	0.50	110/1	-	-	N	5.9
57	AA-200G	14 * 28 mesh	AN	1.00	110/1	-	-	N	7.3

SECTION B4.1: ISOTHERMES D'ADSORPTION

conditionnement:

grade AA-400
 taille poudre
 rincé eau distillée
 normalité de l'acide 1.0 N
 vol acide/g AA 200 ml/g AA
 température du mélange 50c
 temps de contact 1 hr
 cuisson oui

TABLEAU B4.1.1: RÉSULTATS BRUTES

conc d'Al2O3 temps (min)	A = 246.3 mg/L		B = 504.3 mg/L		C = 998.8 mg/L		D = 1488.7 mg/L		E = 2002.0 mg/L	
	[PO43-] mgP/L	[NO3-] mgN/L	[PO43-] mgP/L	[NO3-] mgN/L	[PO43-] mgP/L	[NO3-] mgN/L	[PO43-] mgP/L	[NO3-] mgN/L	[PO43-] mgP/L	[NO3-] mgN/L
0	14.3	4.63	11.00	6.24	2.57	17.17	0.83	23.27	0.14	31.95
5	12.28	5.77	8.31	10.97	1.08	22.36	0.11	31.7	0.05	38.79
15	11.55	6.08	7.37	11.25	0.75	22.92	0.1	33.28	0.07	40.08
30	12.45	6.33	6.76	11.71	0.5	23.85	0.07	34.03	0.1	41.22
45	12.19	6.32	6.41	11.74	0.41	23.72	0.08	35.1	0.09	41.6
60	11.95	6.33	6.08	11.8	0.35	23.7	0.09	34.01	0.09	41.08
120	11.93	6.59	5.48	12.03	0.32	24.75	0.07	36.15	0.08	41.6
180	11.57	6.72	5.03	11.95	0.28	24.6	0.08	35.39	0.09	42.17
1440	10.35	6.94	3.59	12.58	0.21	25.67	0.05	38.02	0.05	42.92

TABLEAU B4.1.2: ISOTHERME DE LANGMUIR (1/C versus 1/J/m)

BÉCHER	m de Al ₂ O ₃	[OP] _i	[OP] _i @ 3 hrs	[OP] _i @ 24 hrs
A	248.3	19.05	11.57	10.35
B	504.3	19.05	5.03	3.59
C	998.8	19.05	0.26	0.21
D	1498.7	19.05	0.06	0.05
E	2002	19.05	0.09	0.05

coefficient de corrélation @ 3 hrs =	0.83
coefficient de corrélation @ 24 hrs =	0.95

pente @ 3 hrs =	3.506
pente @ 24 hrs =	3.023

ordonnée à l'origine @ 3 hrs =	38.989
ordonnée à l'origine @ 24 h =	32.398

BÉCHER	(m/J) @ 3 hrs	m/J @ 24 hrs	1/C @ 3h	1/C @ 24 h
A	33.20	28.54	0.09	0.10
B	35.97	32.62	0.20	0.28
C	53.18	53.01	3.85	4.76
D	78.92	78.88	16.67	20.00
E	105.59	105.37	11.11	20.00

TABLEAU 4B.1.3: ISOTHERME DE FREUNDLICH (C versus J/m)

BÉCHER	m de Al ₂ O ₃	[OP] _i	[OP] _i @ 3 hrs	[OP] _i @ 24 hrs	J/m @ 3 h	J/m @ 24 h
A	248.3	19.05	11.57	10.35	0.0301	0.0350
B	504.3	19.05	5.03	3.59	0.0278	0.0307
C	998.8	19.05	0.26	0.21	0.0188	0.0189
D	1498.7	19.05	0.06	0.05	0.0127	0.0127
E	2002	19.05	0.09	0.05	0.0095	0.0095

coefficient de corrélation @ 3 hrs =	0.87
coefficient de corrélation @ 24 hrs =	0.87

pente @ 3 hrs =	0.00156
pente @ 24 hrs =	0.00219

ordonnée à l'origine @ 3 hrs =	0.0145
ordonnée à l'origine @ 24 h =	0.0151

TABLEAU 4B.1.4: ISOTHERME DE BRUNAUER-EMMET-TELLER (BET) C/C_s VERSUS C/(C_s-C) (J/m²)

BÉCHER	m de Al ₂ O ₃	[OPV]	[OPV] @ 3 hrs	[OPV] @ 24 hrs
A	248.3	19.05	11.57	10.35
B	504.3	19.05	5.03	3.59
C	998.8	19.05	0.26	0.21
D	1498.7	19.05	0.06	0.05
E	2002	19.05	0.09	0.05

BÉCHER	C/C _s @ 3h	C/C _s @ 24 h	C/(C _s -C) (J/m ²)	C/(C _s -C) (J/m ²) @ 24 h
A	0.1102	0.0986	4.1108	3.1209
B	0.0479	0.0342	1.8098	1.1546
C	0.0025	0.0020	0.1320	0.1052
D	0.0006	0.0005	0.0451	0.0376
E	0.0009	0.0005	0.0906	0.0502

C _s =	105
------------------	-----

coefficient de correction @ 3 hrs =	1.00
coefficient de correction @ 24 hrs =	1.00

perte @ 3 hrs =	36.93	ordonnée à l'origine @ 3 hrs =	0.04105
perte @ 24 hrs =	31.37	ordonnée à l'origine @ 24 h =	0.04249

SECTION B4.2: RÔLE DES NITRATES

conditionnement:

grade AA-400
 taille poudre
 rincé eau distillée
 normalité de l'acide 1.0 N
 vol acide/g AA 200 ml/g AA
 température du mélange 50c
 temps de contact 1 hr
 cuisson oui

BECHER A: CONCENTRATION INITIALE D'ALUMINE ACTIVÉE = 250 mg/L

col 1	col 2	col 3	col 4	col 5	col 6	col 7	col 8
temps (min)	[P] mg/L	[NO3]	mP mmol/L	mNO3 mmol/L	col 4 - [P]/97	col 5 - [NO]/62	col 7/col 6
0	19.05	0.20	0.20	0.00	0.00	0.00	-
0	14.30	4.63	0.15	0.07	0.05	0.07	1.46
5	12.28	5.77	0.13	0.09	0.07	0.09	1.29
15	11.55	6.06	0.12	0.10	0.08	0.09	1.23
30	12.45	6.33	0.13	0.10	0.07	0.10	1.45
45	12.19	6.32	0.13	0.10	0.07	0.10	1.40
60	11.95	6.33	0.12	0.10	0.07	0.10	1.35
120	11.93	6.59	0.12	0.11	0.07	0.10	1.40
180	11.57	6.72	0.12	0.11	0.08	0.11	1.36
1440	10.35	6.94	0.11	0.11	0.09	0.11	1.21

BECHER B: CONCENTRATION INITIALE D'ALUMINE ACTIVÉE = 500 mg/L

col 1	col 2	col 3	col 4	col 5	col 6	col 7	col 8
temps (min)	[P] mg/L	[NO3]	mP mmol/L	mNO3 mmol/L	col 4 - [P]/97	col 5 - [NO]/62	col 7/col 6
0	19.05	0.20	0.20	0.00	0.00	0.00	-
0	11.08	8.24	0.12	0.13	0.08	0.13	1.71
5	8.31	10.97	0.09	0.18	0.11	0.17	1.57
15	7.37	11.25	0.08	0.18	0.12	0.18	1.48
30	6.78	11.71	0.07	0.19	0.13	0.19	1.47
45	6.41	11.74	0.07	0.19	0.13	0.19	1.43
60	6.08	11.80	0.06	0.19	0.13	0.19	1.40
120	5.48	12.03	0.06	0.19	0.14	0.19	1.36
180	5.03	11.95	0.05	0.19	0.14	0.19	1.31
1440	3.59	12.58	0.04	0.20	0.16	0.20	1.25

BECHER C: CONCENTRATION INITIALE D'ALUMINE ACTIVÉE = 1000 mg/L

col 1	col 2	col 3	col 4	col 5	col 6	col 7	col 8
temps (min)	[P] mg/L	[NO3]	mP mmol/L	mNO3 mmol/L	col 4 - [P]/97	col 5 - [NO]/62	col 7/col 6
0	19.05	0.20	0.20	0.00	0.00	0.00	-
0	2.57	17.17	0.03	0.28	0.17	0.27	1.61
5	1.08	22.36	0.01	0.36	0.19	0.36	1.93
15	0.75	22.92	0.01	0.37	0.19	0.37	1.94
30	0.50	23.85	0.01	0.38	0.19	0.38	1.99
45	0.41	23.72	0.00	0.38	0.19	0.38	1.97
60	0.35	23.70	0.00	0.38	0.19	0.38	1.97
120	0.32	24.75	0.00	0.40	0.19	0.40	2.05
180	0.26	24.60	0.00	0.40	0.19	0.39	2.03
1440	0.21	25.67	0.00	0.41	0.19	0.41	2.12

BECHER D: CONCENTRATION INITIALE D'ALUMINE ACTIVÉE = 1500 mg/L

col 1	col 2	col 3	col 4	col 5	col 6	col 7	col 8
temps (min)	[P] mg/L	[NO3]	mP mmol/L	mNO3 mmol/L	col 4 - [P]/97	col 5 - [NO]/62	col 7/col 6
0	19.05	0.20	0.20	0.00	0.00	0.00	-
0	0.83	23.27	0.01	0.38	0.19	0.37	1.98
5	0.11	31.70	0.00	0.51	0.20	0.51	2.80
15	0.10	33.28	0.00	0.54	0.20	0.53	2.73
30	0.07	34.03	0.00	0.55	0.20	0.55	2.79
45	0.06	35.10	0.00	0.57	0.20	0.58	2.88
60	0.06	34.01	0.00	0.55	0.20	0.55	2.79
120	0.07	36.15	0.00	0.58	0.20	0.58	2.96
180	0.06	35.39	0.00	0.57	0.20	0.57	2.90
1440	0.05	38.02	0.00	0.61	0.20	0.61	3.11

BECHER E: CONCENTRATION INITIALE D'ALUMINE ACTIVÉE = 2000 mg/L

col 1	col 2	col 3	col 4	col 5	col 6	col 7	col 8
temps (min)	[P] mg/L	[NO3]	mP mmol/L	mNO3 mmol/L	col 4 - [P]/97	col 5 - [NO]/62	col 7/col 6
0	19.05	0.20	0.20	0.00	0.00	0.00	-
0	0.14	31.95	0.00	0.52	0.19	0.51	2.63
5	0.05	38.79	0.00	0.63	0.20	0.62	3.18
15	0.07	40.08	0.00	0.65	0.20	0.64	3.29
30	0.10	41.22	0.00	0.66	0.20	0.66	3.39
45	0.09	41.60	0.00	0.67	0.20	0.67	3.42
60	0.09	41.06	0.00	0.66	0.20	0.66	3.37
120	0.08	41.60	0.00	0.67	0.20	0.67	3.41
180	0.09	42.17	0.00	0.68	0.20	0.68	3.46
1440	0.05	42.92	0.00	0.69	0.20	0.69	3.52

SECTION B4.3: VARIATION DE LA CONCENTRATION DE PHOSPHATES

RÉSULTATS BRUTES:

conc Al ₂ O ₃	A = 993.1	B = 996.0	C = 996.8	D = 954.2
temps (min)	concentration d'orthophosphates (mgP/L)			
effluent	6.17	10.82	17.78	22.04
0	0.33	1.07	4.58	8.17
5	0.13	0.5	3.46	7.37
180	0.13	0.22	1.87	4.87

POURCENTAGE D'ENLÈVEMENT ET CAPACITÉ D'ADSORPTION

OP/Alumine	0.0062	0.0109	0.0178	0.0231
temps (min)	% d'enlèvement			
0	94.7	90.1	74.2	62.9
5	97.9	95.4	80.5	66.6
180	97.9	96.0	89.5	77.9
capacité à 180 min (mgP/g)	6.1	10.6	15.9	18

SECTION B4.4: VARIATION DU pH

RÉSULTATS BRUTES:

	A		B		C		D		E	
temps	OP (mg/L)	pH	OP (mg/L)	pH	OP (mg/L)	pH	OP (mg/L)	pH	OP (mg/L)	pH
effluent	21.84	3	21.43	5	21.94	6	21.53	N.A.	12.45	N.A.
0 min	14.18	N.A.	14.08	N.A.	8.78	N.A.	14.18	6.9	8.41	9
5 min	11.46	N.A.	7.19	N.A.	5.36	N.A.	5.97	N.A.	7.32	N.A.
1h40min	N.A.	3.3	N.A.	4.1	N.A.	5.9	N.A.	6.8	N.A.	7.8
3 h	7.25	N.A.	3.86	N.A.	3.76	N.A.	4.14	N.A.	5.46	N.A.
3h25min	N.A.	3.3	N.A.	4.1	N.A.	6.2	N.A.	7	N.A.	7.7
24 h	4.64	3.4	4.64	4.3	2.37	6.7	3	7.5	3.45	7.9

SECTION B4.5: VARIATION DE LA CONCENTRATION DES PHOSPHATES

DESCRIPTIONS DES ESSAIS:

bécher	volume ajouté après chaque période de 24h (mL)	concentration de phosphore (mg-P/L)	masse de phosphore ajouté (mg-P)
A	151	43.6	6.58
B	75.5	85.7	6.47
C	60.4	108.7	6.57
D	46.5	132.7	6.17
E	37.8	167.1	6.32
F	détermination de la capacité à 24h = 27.7 mg-P/g		

BÉCHER A:		2	3	remplir	1	4	5
Jour	volume l (L)	[P]i mg/L	mPi mg	[P]f mg/L	mPf mg	m adsorbé (mg)	m cumulative
1.00	0.15	43.60	6.58	3.64	0.51	6.07	6.07
2.00	0.29	24.30	7.10	3.59	1.01	6.08	12.15
3.00	0.43	17.54	7.60	2.77	1.17	6.42	18.58
4.00	0.57	13.51	7.76	0.82	0.46	7.29	25.87
5.00	0.72	9.85	7.05	5.92	4.17	2.87	28.74
6.00	0.86	12.57	10.76	9.07	7.67	3.08	31.83
7.00	1.00	14.30	14.26	15.25	15.05	-0.79	31.83

BÉCHER B:							
jour	volume l (L)	[P]i mg/L	mPi mg	[P]f mg/L	mPf mg	m adsorbé (mg)	m cumulative
1.00	0.08	85.70	6.47	11.19	0.73	5.74	5.74
2.00	0.14	51.09	7.20	10.34	1.35	5.85	11.59
3.00	0.21	37.80	7.82	10.85	2.14	5.69	17.27
4.00	0.27	31.65	8.61	7.34	1.92	6.68	23.96
5.00	0.34	24.63	8.39	3.64	1.19	7.20	31.16
6.00	0.40	19.02	7.66	15.25	5.99	1.67	32.83
7.00	0.47	26.63	12.46	29.60	13.56	-1.09	32.83

BÉCHER C:

jour	volume i (L)	[P]i mg/L	mPi mg	[P]f mg/L	mPf mg	m adsorbé (mg)	m cumulative
1.00	0.06	108.70	6.57	14.07	0.71	5.86	5.86
2.00	0.11	65.96	7.27	13.90	1.40	5.87	11.73
3.00	0.16	40.42	7.97	13.14	1.99	5.98	17.71
4.00	0.21	40.42	8.55	5.65	1.14	7.41	25.12
5.00	0.26	29.41	7.70	4.73	1.19	6.51	31.64
6.00	0.31	24.83	7.76	21.44	6.48	1.27	32.91
7.00	0.36	35.97	13.05	41.80	14.75	-1.70	32.91

BÉCHER D:

jour	volume i (L)	[P]i mg/L	mPi mg	[P]f mg/L	mPf mg	m adsorbé (mg)	m cumulative
1.00	0.05	132.70	6.17	8.50	0.31	5.86	5.86
2.00	0.08	78.06	6.48	7.07	0.52	5.98	11.82
3.00	0.12	55.96	6.69	6.58	0.72	5.97	17.79
4.00	0.16	44.17	6.89	3.15	0.46	6.43	24.22
5.00	0.19	34.44	6.63	5.22	0.95	5.68	29.90
6.00	0.23	31.11	7.12	25.42	5.57	1.56	31.46
7.00	0.27	44.21	11.74	50.50	12.90	-1.17	31.46

BÉCHER E:

jour	volume i (L)	[P]i mg/L	mPi mg	[P]f mg/L	mPf mg	m adsorbé (mg)	m cumulative
1.00	0.04	167.10	6.32	12.97	0.36	5.96	5.96
2.00	0.07	101.78	6.68	10.93	0.61	6.07	12.03
3.00	0.09	74.13	6.92	6.20	0.52	6.41	18.43
4.00	0.12	56.38	6.83	0.00	0.00	6.83	25.27
5.00	0.15	42.39	6.32	13.39	1.86	4.46	29.72
6.00	0.18	46.25	8.18	54.09	9.02	-0.84	29.72
7.00	0.20	74.96	15.34	102.00	19.85	-4.51	29.72

SECTION B4.6: VARIATION DE LA DURETÉ CALCIQUE

163

temps (h)	concentration d'alumine activée (mg/L)					
	993.4		993.2		994.6	
	[P] mg-P/L	[Ca] mg-Ca/L	[P] mg-P/L	[Ca] mg-Ca/L	[P] mg-P/L	[Ca] mg-Ca/L
effluent	23.34	< 0.1	23.34	40	23.34	80
0	19.26	< 0.1	19.39	10.5	19.64	38.4
3	17.23	< 0.1	16.96	6.4	17.09	28.5
24	15.43	< 0.1	16.2	6.4	16.84	29.5

temps (h)	concentration d'alumine activée (mg/L)					
	995.3		999		247.3	
	[P] mg-P/L	[Ca] mg-Ca/L	[P] mg-P/L	[Ca] mg-Ca/L	[P] mg-P/L	[Ca] mg-Ca/L
effluent	23.34	140	23.34	200	23.34	< 0.1
0	20.92	92	21.17	168	17.98	< 0.1
3	18.11	108	18.75	145	15.31	< 0.1
24	17.73	92	17.98	166	14.92	< 0.1

SECTION B4.7: VARIATION DE LA CONDUCTIVITÉ

cond initiale	310	600	1000	2000	6000	313
Al ₂ O ₃ initiale	1000 mg/l	1000 mg/l	1000 mg/l	1000 mg/l	1000 mg/l	250 mg/l
temps (h)	mg P/l	mg P/l	mg P/l	mg P/l	mg P/l	mg P/l
effluent	20.92	20.92	20.92	20.92	20.92	20.92
0	4.75	0.10	0.11	0.15	0.11	9.83
3	0.00	0.10	0.04	0.04	0.11	8.04
24	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6.71

conductivité exprimée en uS/cm

ANNEXE C: TAILLE DE PARTICULES vs. GROSSEUR DE TAMIS (US)

TAILLE DE PARTICULES VS. GROSSEUR DU TAMIS (U.S.)

