Université du Québec
INRS-Eau

TRAITEMENT BIOLOGIQUE DES EAUX USÉES RICHES EN NUTRIMENTS PROVENANT DE L'INDUSTRIE AGRO-ALIMENTAIRE DANS UN RÉACTEUR BIOLOGIQUE SÉQUENTIEL

Par
Anne Tremblay
Maîtrise en Sciences de la Terre

Thèse présentée
pour l'obtention du grade de Philosophiae Doctor (Ph.D.)
en Sciences de l'Eau

Jury d'évaluation

Président du jury et examinateur interne	J.-F. Blais Sciences de l'Eau INRS-Eau
Examinateur externe	P. Jones Génie chimique Université de Sherbrooke
Examinateur externe	S. Guiot Biotechnologie environnementale Institut de recherche en biotechnologie
Examinateur interne et codirecteur de recherche	Y. Comeau Génie de l'environnement École Polytechnique de Montréal
Directeur de recherche	R. D. Tyagi Sciences de l'Eau INRS-Eau

Thèse soutenue le 15 janvier 2001

© droits réservés de Anne Tremblay, 2001

REMERCIEMENTS

De sincères remerciements aux jurés pour leur temps consacré et leur apport scientifique à cette thèse de doctorat, à mon directeur de recherche Pr. R. D. Tyagi et à mon codirecteur de recherche Pr. Y. Comeau pour leur support technique, scientifique et moral. Des remerciements vont également au Pr. S. Narasiah pour sa contribution matérielle et scientifique, ainsi qu'au Pr. P. Jones pour son apport scientifique, à M. B. Darrah ing. (Groupe Lactel) pour sa collaboration, à mes collègues Ms Y. Filali et S. Barnabé pour leur aide sur le terrain et au laboratoire, ainsi qu'aux techniciens et professionnels du laboratoire de l'INRS-Eau pour leur contribution aux analyses et à la réalisation du projet en laboratoire et au service de secrétariat général et des étudiants et au personnel du centre de documentation. Je tiens à préciser et gratifier le soutien moral et les encouragements de tous les membres de ma famille et particulièrement celui de mon époux pendant mes activités de recherches.

ARTICLE PUBLIÉ DANS LE CADRE DE LA THÈSE

Tremblay. A., R.D. Tyagi et R. Y. Surampalli. 1999. Effect of SRT on the nutrient removal in SBR system. ASCE Practice Periodical of Hazardous, Toxic, and Radioactive Waste Management, vol. 3, num. 4, p. 183-190.

RÉSUMÉ

Le traitement efficace des eaux usées municipales est relativement bien défini et optimisé. Par contre, l'épuration des eaux usées industrielles chargées en nutriments, telles celles du secteur de l'agro-alimentaire, représente une problématique complexe et d'actualité. Les concentrations typiques en phosphore (P) des eaux usées domestiques en Amérique du Nord sont de 3 à 4 mg/L en orthophosphates. Par ailleurs, selon la littérature les teneurs en P des rejets provenant des industries de fabrication des produits laitiers varient de 7 à 114 mg/L et sont en moyenne de 43 mg/L. Les technologies utilisées pour le traitement de ce type d'effluent se doivent donc d'être très performantes, puisque les normes de rejet de P à l'effluent se situent souvent à moins de 1 mg P/L. La technologie de traitement des eaux par les systèmes de réacteur biologique séquentiel (RBS), laquelle peut être adaptée pour accroître l'efficacité d'enlèvement du P par enlèvement biologique de cet élément, représente une arme de choix dans l'arsenal des options technologiques dédié à l'épuration des eaux industrielles.

La présente recherche vise à étudier et à optimiser un paramètre opératoire très important, soit le temps de rétention des solides (TRS), de la technologie des RBS avec enlèvement biologique du P et ce, pour le traitement d'eaux usées d'abord synthétique (eau usée chargée en nutriments), puis provenant d'une fromagerie. Cela dans le but ultime d'obtenir un système pilote de traitement des eaux usées fromagères efficace et dont les performances permettent de respecter les normes des rejets aux milieux naturels.

Dans cette étude, une eau usée synthétique riche en nutriments a d'abord été utilisée pour l'acclimatation de la biomasse et pour l'optimisation du TRS. Les buts recherchés lors de l'optimisation de ce paramètre sont d'obtenir de bonnes caractéristiques de décantation des boues, de minimiser la production de boues et d'augmenter la concentration de biomasse active afin de maximiser la dégradation des nutriments. Les TRS étudiés se situent entre 10 et 30 jours, à des intervalles de 5 jours. Les principaux paramètres de performance suivis sont l'enlèvement de la matière organique, du phosphore et de l'azote, et le suivi de la production des nitrates.

Nos résultats expérimentaux ont démontré que la dégradation du carbone et de l'ammonium était optimal indépendamment du TRS étudié (enlèvement moyen de 83,6 à 94,4 % pour la DCO et le COT) de même pour le TKN et l'ammonium (enlèvement moyen de 86,8 à 97,2 % pour le TKN et NH_4). Par contre, l'enlèvement du P était grandement influencé par le TRS du système, l'hypothèse de base étant que les organismes accumulant le P ont un taux de croissance lent et sont moins compétitives sous certaines conditions (ex. condition en anoxie). L'enlèvement optimal du P pour le système à l'étude se situe à un TRS entre 20 et 25 jours (moyenne d'enlèvement de 90,6 et 97,2 % pour le P_t). L'enlèvement du P était inférieur à 68,7 % à des TRS de 10 et 15 jours est a diminué à 44-47,3 % (o-PO_4 et P_t) à un TRS de 30 jours. La teneur moyenne en P dans les solides de la boue était maximale à un TRS de 20 jours (6,2 %, g P/g MVES).

En seconde partie, les mécanismes d'enlèvement du P ont été étudiés dans le traitement biologique d'une eau usée provenant d'une industrie fromagère (Coopérative fromagère Agrinove, Groupe Lactel) toujours dans le système RBS de cette étude. Les conditions d'opération du système favorisaient l'enlèvement biologique amélioré du P. Les TRS étudiés se situent entre 5 et 30 jours à des intervalles de 5 jours et les fractions de P de la biomasse (précipité/adsorbé, organique,

polyphosphates) ont été obtenues pour chaque TRS. Les résultats ont démontré que les différents TRS étudiés n'ont pas affectés significativement l'enlèvement des nutriments et, contrairement aux résultats obtenus antérieurement avec l'eau usée synthétique, l'enlèvement du P était aussi indépendant du TRS. Cela provient probablement des concentrations élevées en cations bivalents, dont le calcium, dans l'eau usée fromagère et au pH élevé à la fin de la phase de traitement aérobie dans le réacteur biologique (8,5). Ce qui a résulté en un enlèvement du P principalement par la précipitation chimique sous forme de différentes spéciations de phosphates de calcium et dans une proportion moindre en polyphosphates intracellulaires et évidemment pour les besoins cellulaires de croissance et de reproduction.

En conclusion, l'étude et l'optimisation du TRS dans un système RBS pour le traitement des eaux usées de type agro-alimentaire très chargées en nutriments ont été réalisées au cours de cette recherche doctorale et ont permis d'obtenir un système pilote efficace et qui permet de respecter les normes des rejets aux milieux naturels. Nous avons par ailleurs étudié les différents mécanismes d'enlèvement du P et optimisé certains autres paramètres du bioréacteur, tels que la détermination du cycle de traitement (durée, étapes), la période d'égalisation des eaux usées dans un bassin de rétention permettant la production d'acides gras volatils, la minimisation de la teneur en nitrates en début de cycle de traitement et l'aération minimale nécessaire.

Nous recommandons la poursuite des travaux en insistant sur :

- ◊ le suivi de la concentration des sels (Ca, K, Mg, Na et autres éléments utiles) dans le milieu à intervalles réguliers pendant les cycles de traitement ;
- ◊ le suivi des paramètres de transfert et d'utilisation d'oxygène (TUO, KLa) dans le milieu pendant tout le cycle du traitement à l'aide d'un respiromètre, ce qui permettra de calculer des bilans de masse de l'N, du P et de la DCO et de valider les résultats expérimentaux ;
- ◊ l'étude à l'échelle réelle de la variation du pH du milieu et de son effet sur le processus de précipitation chimique et de relargage de P ;
- ◊ l'isolation du réacteur pour éviter le phénomène d'aération de surface pendant la phase anaérobie et donc de l'utilisation de P par la biomasse en contact avec la surface ;
- ◊ et enfin, l'application à grande échelle des modifications apportées au système RBS de laboratoire traitant l'eau usée d'Agrinove afin de valider les résultats expérimentaux et de tenir compte des fluctuations quotidiennes de la composition de l'affluent.

TABLE DES MATIÈRES

REMERCIEMENTS ii
RÉSUMÉ iii
LISTE DES TABLEAUX ix
LISTE DES FIGURES x
LISTE DES ABRÉVIATIONS xii

INTRODUCTION 1

1 ÉTAT ACTUEL DES CONNAISSANCES EN MATIÈRE D'ENLÈVEMENT BIOLOGIQUE DES NUTRIMENTS 5

1,1 EUTROPHISATION DES MILIEUX AQUATIQUES EN EAU DOUCE 5
1,1,1 DESCRIPTION DU PROBLÈME 5
1,1,2 PRÉVENTION DE L'EUTROPHISATION 6
1,1,3 EFFETS DÉTRITIQUES DE L'EUTROPHISATION 7
1,2 RÉUTILISATION DES EAUX USÉES 9
1,3 SOURCES DE PHOSPHORE 9
1,3,1 FORMES CHIMIQUES DU PHOSPHORE 11
1,3,2 INFLUENCE URBAINE ET INDUSTRIELLE 12
1,3,3 INFLUENCE AGRICOLE 13
1,4 MÉTHODES D'ENLÈVEMENT DU PHOSPHORE 14
1,4,1 ENLÈVEMENT DU PHOSPHORE DANS LES PROCÉDÉS DE TRAITEMENT CONVENTIONNEL 14
1,4,2 PROCÉDÉS D'ENLÈVEMENT CHIMIQUE DU PHOSPHORE 14
1,4,3 TRAITEMENT BIOLOGIQUE CONVENTIONNEL 17
1,4,4 STRATÉGIES D'ENLÈVEMENT DU PHOSPHORE 17
1,5 BÉNÉFICES INHÉRENTS À L'ENLÈVEMENT BIOLOGIQUE DES NUTRIMENTS 18
1,6 HISTORIQUE DU DÉVELOPPEMENT DE L'ENLÈVEMENT BIOLOGIQUE AMÉLIORÉ DU PHOSPHORE (EBAP) 20
1,7 PRINCIPES DE L'ENLÈVEMENT BIOLOGIQUE AMÉLIORÉ DU PHOSPHORE 22
1,7,1 POLYPHOSPHATES DANS LES MICRO-ORGANISMES 24
1,7,2 BILAN DE MASSE DU PHOSPHORE DANS LES BOUES D'ÉPURATION 25
1,7,3 MICRO-ORGANISMES SPÉCIFIQUES À L'ENLÈVEMENT REHAUSSÉ DES PHOSPHATES 25
1,7,4 MODÈLES BIOCHIMIQUES DE L'ENLÈVEMENT BIOLOGIQUE AMÉLIORÉ DU PHOSPHORE 28
1,7,5 ENLÈVEMENT BIOLOGIQUE AMÉLIORÉ DU PHOSPHORE EN CONDITION D'ANOXIE 34
1,8 EBAP DANS UN RÉACTEUR BIOLOGIQUE SÉQUENTIEL 36
1,8,1 HISTORIQUE, ÉVOLUTION ET PRINCIPE DE LA TECHNOLOGIE DES RBS 36
1,8,2 FACTEURS CONNUS QUI INFLUENCENT L'EFFICACITÉ DE L'EBAP DANS LES SYSTÈMES RBS 38
1,8,2,1 Configuration du procédé 38
1,8,2,2 Caractéristiques des phases anaérobie et aérobie 38
1,8,2,3 pH et conductivité électrique de l'eau usée 41
1,8,2,4 Température de l'affluent 43
1,8,2,5 Présence des métaux lourds dans l'eau usée 44
1,8,2,6 Dilution ponctuelle de l'affluent 44

1,8,2,7 Sédimentation des boues 44
1,8,2,8 Taux d'utilisation de l'oxygène 45
1,8,3 TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE SOURCE AGRO-ALIMENTAIRE EN SYSTÈME RBS 46
1,8,3,1 Eaux usées des abattoirs 47
1,8,3,2 Eaux usées de laiteries 47
1,8,3,3 Eaux usées des porcheries 49
1,8,3,4 Eaux usées de l'industrie de la transformation de la pomme de terre 50
1,8,3,5 Eaux usées provenant de la fabrication de produits laitiers 51
1,9 PROBLÉMATIQUE SPÉCIFIQUE RELIÉE AUX TRAVAUX DE LA THÈSE 52
1,9,1 ÉTUDE DE L'EFFET DE LA VARIATION DU TRS SUR L'ENLÈVEMENT DES NUTRIMENTS DANS LES SYSTÈMES DE TRAITEMENT BIOLOGIQUE 55
1,9,2 ÉTUDE DES MÉCANISMES D'ENLÈVEMENT DU P DANS LES SYSTÈMES EFFECTUANT L'ENLÈVEMENT AMÉLIORÉ DU P APPLIQUÉE AU TRAITEMENT D'UNE EAU USÉE AGRO-ALIMENTAIRE 60
1,9,3 SOLUTIONS POUR L'AUGMENTATION DES AGV DANS LE TRAITEMENT DES EAUX USÉES 64
1,9,4 CONCENTRATION EN OXYGÈNE DISSOUS DANS LA ZONE AÉROBIE 65
1,9,5 PRÉSENCE DES NITRATES EN ZONE ANAÉROBIE 65
1,10 OBJECTIFS DE TRAVAIL 67

2 MATÉRIEL ET MÉTHODOLOGIE 69

2,1 COMPOSITION DE L'EAU USÉE SYNTHÉTIQUE (EUS) 69
2,2 DESCRIPTION DU SYSTÈME DE RÉACTEUR BIOLOGIQUE SÉQUENTIEL 71
2,3 CONFIGURATION DU PROCÉDÉ RBS 73
2,4 ENSEMENCEMENT DU RBS A 75
2,5 SUIVI DE L'ACCLIMATATION DE LA BIOMASSE DU RBS A 76
2,6 ÉTUDE DE L'EFFET DU TRS AVEC L'EUS 79
2,7 TRAITEMENT DE L'EAU USÉE DE L'USINE D'AGRINOVE 80
2,8 TRAITEMENT DE L'EAU USÉE D'AGRINOVE AU LABORATOIRE 83
2,9 SIMULATION DE LA PRODUCTION D'AGV 86
2,10 ÉTUDE DE L'EFFET DU TRS AVEC L'EAU USÉE DE L'USINE AGRINOVE 87
2,11 ÉTUDE DE L'EFFET DE L'AÉRATION SUR LE RELARGAGE DE P EN ANAÉROBIE 88
2,12 ÉTUDE DE L'EFFET DE LA DÉNITRIFICATION EN AVAL DU TRAITEMENT AÉROBIE SUR LE RELARGAGE DE P EN ANAÉROBIE 89
2,13 MESURE DE L'ACCUMULATION DE PHOSPHORE 91
2,14 MÉTHODES ANALYTIQUES 93
2,15 RAPPEL DES ÉQUATIONS 94

3 RÉSULTATS D'ACCLIMATATION DE LA BIOMASSE DE RBS ALIMENTÉS AVEC UNE EAU USÉE SYNTHÉTIQUE 95

3,1 COT, DCO 96
3,2 P_T, o-PO_4 96
3,3 TKN, NH_4, NO_2+NO_3 97
3,4 COMPORTEMENT DES DIFFÉRENTS PARAMÈTRES ANALYSÉS PENDANT LE CYCLE DE TRAITEMENT DU RBS A 101
3,5 COMPARAISON DE L'ACCLIMATATION DE LA BIOMASSE ENTRE LES RBS A ET B 104
3,6 TEST POLY-P 106

4 EFFET DU TEMPS DE RÉTENTION DES SOLIDES SUR L'ENLÈVEMENT DES NUTRIMENTS DANS UN RBS ALIMENTÉ AVEC UNE EAU USÉE SYNTHÉTIQUE 107

4,1 CONTEXTE 107
4,2 PRÉSENTATION DES RÉSULTATS ET DISCUSSION 107
4,2,1 MES ET MVES À L'EFFLUENT ET DANS LA LIQUEUR MIXTE (LM), INDICE DE VOLUME DES BOUES (IVB) ET LE RATIO F/M « FOOD/MICROORGANISMS » 109
4,2,2 DCO, COT 111
4,2,3 TKN, NH_4, NO_2+NO_3 112
4,2,4 P_T, o-PO_4 115
4,2,5 ÉVOLUTION DES NUTRIMENTS PENDANT LE CYCLE DE TRAITEMENT DU RBS POUR CHAQUE TRS À L'ÉTUDE 120
4,2,6 TESTS DE QUANTIFICATION DE LA TENEUR EN POLYPHOSPHATES DES BOUES 122

5 RÉSULTATS DE L'OPTIMISATION DU TRAITEMENT DANS UN RBS D'UNE EAU USÉE DE FROMAGERIE ET CARACTÉRISATION DES MÉCANISMES D'ENLÈVEMENT DU PHOSPHORE 125

5,1 TRAITEMENT D'UNE EAU USÉE DU SECTEUR DE L'AGRO-ALIMENTAIRE : ACCLIMATATION DE LA BIOMASSE ET ÉTUDE DE LA FAISABILITÉ DU TRAITEMENT SELON LE STADE DU PRÉ-TRAITEMENT DE L'EAU USÉE INDUSTRIELLE ÉCHANTILLONNÉE 125
5,2 SIMULATION DE LA PRODUCTION D'AGV DANS LE BASSIN D'ÉGALISATION 135
5,3 CARACTÉRISATION DES MÉCANISMES D'ENLÈVEMENT DU PHOSPHORE DE L'EAU USÉE D'AGRINOVE EN RBS DE LABORATOIRE EN FONCTION DU TRS DU SYSTÈME 137
5,3,1 CONTEXTE 137
5,3,2 EFFET DU TRS SUR LES RENDEMENTS D'ENLÈVEMENT DES NUTRIMENTS 138
5,3,3 ANALYSE DES RÉSULTATS 150
5,3,3,1 ENLÈVEMENT DU PHOSPHORE PAR LA PRÉCIPITATION 152
5,3,3,2 PRÉCIPITATION DU P INDUITE BIOLOGIQUEMENT 156
5,3,3,3 COEFFICIENT DE BIOMASSE « BIOMASS YIELD » ET LA VARIATION DU TRS 157
5,4 EFFET DE LA VARIATION DE L'AÉRATION SUR LE RELARGAGE DE P EN ANAÉROBIE ET SUR LE RENDEMENT D'ENLÈVEMENT DU P DU SYSTÈME 160
5,5 EFFET DE L'AJOUT D'UNE PHASE DE DÉNITRIFICATION EN AVAL DU TRAITEMENT AÉROBIE SUR LE RELARGAGE DE P EN ANAÉROBIE 163

6 DISCUSSION GLOBALE DES RÉSULTATS PRÉSENTÉS DANS LA THÈSE ET RECOMMANDATIONS PRATIQUES POUR LE TRAITEMENT DE L'EAU USÉE AGRINOVE À L'ÉCHELLE RÉELLE 167

6,1 BILAN SUR L'ÉTUDE DES MÉCANISMES D'ENLÈVEMENT DU PHOSPHORE DANS UN SYSTÈME RBS TRAITANT DES EAUX USÉES RICHES EN NUTRIMENTS 167
6,2 RECOMMANDATIONS PRATIQUES POUR L'OPTIMISATION DU TRAITEMENT DE L'EAU USÉE AGRINOVE DANS LE SYSTÈME À L'ÉCHELLE RÉELLE 170

CONCLUSIONS 173

RECOMMANDATIONS DE TRAVAUX FUTURS 178

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES 179

ANNEXE 1 PROTOCOLES ANALYTIQUES 191

ANNEXE 2 RÉSULTATS D'ANALYSE 215

ANNEXE 3 PHOTOGRAPHIES DES SYSTÈMES RBS EXPÉRIMENTAL ET *IN SITU* 241

LISTE DES TABLEAUX

Chapitre 1

Tableau 1,1 Quantités de phosphore déchargées dans les écosystèmes en Amérique du Nord 11
Tableau 1,2 Concentrations en P dans les rejets domestiques en Amérique de Nord - The Soap and Detergent Association (1989) 13
Tableau 1,3 Avantages et désavantages de l'addition de sels métalliques pour l'EP 16
Tableau 1,4 Avantages et désavantages des procédés d'EBP 18
Tableau 1,5 Composition moyenne (g/m^3) des eaux usées de laiteries et de porcheries 49
Tableau 1,6 Synthèse des travaux portant sur l'étude du TRS dans les systèmes de traitement biologique des eaux usées 56

Chapitre 2

Tableau 2,1 Composition de l'eau usée synthétique 70
Tableau 2,2 Caractéristiques moyennes analysées (sur une période de 10 mois d'opération du RBS) ou calculées de l'eau usée synthétique 70
Tableau 2,3 Cycle de traitement des eaux usées dans le RBS 75
Tableau 2,4 Actions chimiques et physiques du RBS pendant chaque étape dans le RBS 75
Tableau 2,5 Caractéristiques des boues activées de l'usine de Haute Bécancour 76
Tableau 2,6 Fréquences de prélèvements, analyses et mesures effectuées dans les échantillons . 77
Tableau 2,7 Caractéristiques moyennes de la liqueur mixte dans le RBS A, pour les trois premiers mois d'opération, en période d'acclimatation de la biomasse 78
Tableau 2,8 Caractéristiques moyennes des échantillons d'eau usée provenant d'Agrinove 85
Tableau 2,9 Caractéristiques de la LM du RBS selon les différentes batches d'EU (batchs 1 à 4) 86
Tableau 2,10 Caractéristiques moyennes des échantillons d'eau usée d'Agrinove pour l'étude des TRS 88

Chapitre 3

Tableau 3,1 Rendements moyens d'enlèvement des nutriments (%) et leurs concentrations résiduelles à l'effluent traité (mg/L) pendant l'acclimatation de la biomasse et les teneurs en N et P contenues dans la biomasse en régime pseudo-établi, dans les RBS A et B 105

Chapitre 4

Tableau 4,1 Rendements moyens d'enlèvement des nutriments (%) et leurs concentrations résiduelles à l'effluent traité (mg/L) vers la fin des essais (n=3), et les teneurs en N et P contenues dans la biomasse à l'état stable, à différents TRS 108

Chapitre 5

Tableau 5,1 Valeurs des différents paramètres étudiés après stabilisation du système entre chaque « batch » d'eau usée traitée, selon le stade du pré-traitement de l'eau usée échantillonnée. 127
Tableau 5,2a Caractéristiques ponctuelles de l'effluent pour chaque TRS étudié, en régime pseudo-établi 138
Tableau 5,2b Rendements moyens d'enlèvement des nutriments (%) et leurs concentrations résiduelles à l'effluent traité (mg/L), et les teneurs en N et P contenues dans la biomasse pendant toute la période des essais par TRS 139

LISTE DES FIGURES

Chapitre 1

Figure 1,1 Système d'EBP à deux étapes « Phoredox » de Barnard (1975) 21
Figure 1,2 Système d'enlèvement biologique des nutriments de type UCT 22
Figure 1,3 Modèle biochimique de la déphosphatation biologique par Comeau/Wentzel (Orhon et Artan, 1994) 31
Figure 1,4 Modèle biochimique de la déphosphatation biologique selon Mino. Tiré de Smolders *et al.* (1995a) 31
Figure 1,5 Influence du TRS sur l'accumulation du P par les OAP (Reddy *et al.*, 1987) 58
Figure 1,6 Effet du pH sur les différentes formes de phosphore (Stumm et Morgan, 1970) 62

Chapitre 2

Figure 2,1 Système expérimental de deux RBS en laboratoire 72
Figure 2,2 Cycle de traitement du RBS. NA: phase non-aérée, AE: phase aérée, S_{LM}: purge aérée de la LM, $S/S_e/R$: sédimentation, soutirage de l'effluent et repos 74
Figure 2,3 Système de traitement des eaux usées situé sur le site de l'usine Agrinove, Beauceville, Québec 81

Chapitre 3

Figure 3,1 Évolution de la DCO, du TKN et du P total dans l'effluent du RBS A pour les huits premiers mois d'opération 98
Figure 3,2 Évolution du COT, des NO_2+NO_3, des NH_4 et des o-PO_4 dans l'effluent du RBS A pour les huits premiers mois d'opération 99
Figure 3,3 Efficacité d'enlèvement des nutriments dans le RBS A 100
Figure 3,4 Comportement du pH, de la température, des o-PO_4, de la DCO, des nitrites-nitrates et de l'ammonium dans le RBS A au cours de deux cycles de traitement-jours 71 et 273. Note : SDR- soutirage de la LM, décantation et repos 103
Figure 3,5 Comparaison de l'évolution des orthophosphates pendant le cycle de traitement entre les RBS A et B après 71 et 74 jours d'opération respec-tivement. Cycle : anaérobie 2,5 h /aérobie 4,25 h /décantation et soutirage de l'effluent 1 h 106

Chapitre 4

Figure 4,1 Variation de différents paramètres avec le TRS a) MES à l'effluent, b) MES dans la LM, c) IVB, d) ratio F/M et e) production de boue (g/j) 110
Figure 4,2 Variation des rendements d'enlèvement de la DCO, du COT, du TKN et du NH_4, à différents TRS 113
Figure 4,3 Variation des concentrations en DCO, COT, TKN, NH_4 et NO_3+NO_2 à l'effluent traité, à différents TRS 114
Figure 4,4 Diagramme de moyenne et d'écart-type des rendements d'enlèvement du Pt (%) pour les TRS étudiés a) pour toute la durée des essais par TRS, n=[7 11] et b) en régime pseudo-établi, n=3 117
Figure 4,5 Concentrations en N et P dans la biomasse (% g P, N/ g MVES), à différents TRS . 118
Figure 4,6 Variation des rendements d'enlèvement du phosphore total et des orthophosphates, et les concentrations à l'effluent traité, à différents TRS 119
Figure 4,7 Variation des concentrations en nutriments (a, b, c, d) pendant le cycle de traitement du RBS, le pH (e); la relation entre les orthophosphates accumulé en aérobie et ceux relargués en anaérobie (f) et une comparaison avec les résultats obtenus par certains chercheurs (g) et à différents TRS 121
Figure 4,8 Variation des différentes formes du P dans le cycle du RBS, à différents TRS 123

Chapitre 5

Figure 5,1 Variations des concentrations en phosphates et en nitrites+nitrates dans le RBS pendant deux cycles de traitement : au 19ième jour d'opération traitant l'EU de la batch 1 et au 118ième jour d'opération traitant l'EU de la batch 4. NA : phase non-aérée, AE : phase aérée, AFF : affluent. 130
Figure 5,2 Variation des rendements de l'enlèvement des nutriments et des teneurs résiduelles à l'effluent en MES, DCO, Ptotal, o-PO_4, TKN, NH_4, NO_2+NO_3 selon la batch d'eau usée Agrinove entrant le système - RBS C. Batch EU 1 : jours 1-21 ; batch EU 2 : jours 22-58 ; batch EU 3 : jours 59-97 ; batch EU 4 : jours 98-127 ; batch EU 5 : jours 128-153. Symboles : teneur à l'effluent-carré ; rendement d'enlèvement-losange. 131
Figure 5,3 Variation des concentrations en MVES et MES dans la LM et en N et P dans la biomasse selon la batch d'eau usée Agrinove entrant le système - RBS C. Batch EU 1 : jours 1-21 ; batch EU 2 : jours 22-58 ; batch EU 3 : jours 59-97 ; batch EU 4 : jours 98-127 ; batch EU 5 : jours 128-153. 134
Figure 5,4 Simulation de la production d'AGV dans un bassin d'égalisation avec l'eau usée d'Agrinove à 20 et 32 °C (simulation des températures dans le bassin d'égalisation en hiver et en été respectivement), le 2 (a) et le 20 mars 1998 (b) 136
Figure 5,5 Concentrations en A) MES, B) DCO, C) COT, D) TKN, E) NH_4, F) NO_2+NO_3, G) P_t, H) o-PO_4 et valeurs du I) pH dans l'affluent et dans l'effluent traité, pour chaque TRS étudié. Symboles : affluent - carrés vides ; effluent traité - losanges pleins. 142
Figure 5,6 Ratio MVES/MES (A), teneurs en MVES (B) et concentrations en azote (C) de la liqueur mixte, pour chaque TRS étudié 145
Figure 5,7 Concentrations des différentes phases du P dans la liqueur mixte, pour chaque TRS étudié 146
Figure 5,8 Profils de concentrations pendant le cycle de traitement du RBS. Note : AF-affluent ; NA - zone non-aérée ; AE - zone aérée ; DSR - décantation /soutirage /repos. 149
Figure 5,9 Relation entre le P relargué en anaérobie et le P utilisé/accumulé subséquemment en aérobie, pour les TRS entre 10 et 30 jours 150
Figure 5,10 Ratios stoechiométriques pour chaque TRS étudié : a) ratio P relargué /acide acétique utilisé en condition anaérobie (la ligne représente la valeur théorique de 0,56 correspondant à un pH de 7,6 dans le réacteur en condition aérobie selon Smolders *et al.* 1995b) ; b) le coefficient de biomasse observé. 159
Figure 5,11 Évolution des orthophosphates (a) et du pH (b) pendant le cycle de traitement pour chaque concentration en OD étudiée, en système RBS 162
Figure 5,12 Schéma du cycle modifié du traitement en RBS, avec ajout d'une étape de dénitrification en aval du cycle. NA-non-aérée, AE-aérée ; D-S-R-(soutirage de la LM) décantation, soutirage de l'effluent et repos 163
Figure 5,13 Évolution des phosphates, des nitrites+nitrates et de la DCO pendant deux cycles de traitement en RBS de laboratoire : 23 septembre-sans ajout d'une phase de dénitrification en aval du traitement ; 24 septembre- avec ajout d'une phase de dénitrification en aval du traitement. AE-aérée ; D-S-R-(soutirage de la LM) décantation, soutirage de l'effluent et repos 164

LISTE DES ABRÉVIATIONS

Ac : acétate
ADP : adénosine diphosphate
AGV : acides gras volatils
AGVCC : acides gras volatils à courtes chaînes
ARN : acide ribo-nucléique
ATP : adénosine triphosphates
BDP : bactérie dénitrifiante déphosphatante
C : carbone
DBO : demande biologique en oxygène
DBO_5 : demande biologique en oxygène après cinq jours
DCO : demande chimique en oxygène
EBN : enlèvement biologique des nutriments
EBAP : enlèvement biologique amélioré du phosphore
EM : Embden-Meyerhof
EU : eau usée
EUS : eau usée synthétique
EUA : eau usée de l'usine Agrinove
HAc : acide acétique
LM : liqueur mixte
MES : matières en suspension
mg/L : milligramme par litre
MVES : matières volatiles en suspension
N : azote
N_2 : azote gazeux
NTA : nitrilotriacétique
OAP : organismes accumulant le phosphore
OD : oxygène dissous
o-PO_4: orthophosphate
P : phosphore
PHA : poly ß-hydroxyalkanoates
PHB : poly-ß-hydroxybutyrates
PHV : poly-ß-hydroxyvalérates
POR : potentiel d'oxydo-réduction
P_{org} : phosphore organique
P_{poly-P}: polyphosphates
P_t : phosphore total
RBS : réacteur biologique séquentiel
TCA : acide tricarboxylique
TKN : azote total Kjeldahl
TRH : temps de rétention hydraulique
TRS : temps de rétention des solides
TUO : taux d'utilisation de l'oxygène
UCT : University Cape Town

INTRODUCTION

Plusieurs procédés dans le monde sont couramment employés pour le traitement des eaux usées domestiques. Cependant, les systèmes d'épuration ne sont pas, en général, optimisés pour le traitement des eaux usées fortement chargées en nutriments (spécifiquement en carbone, azote et phosphore), comme celles provenant de l'industrie agro-alimentaire spécialement au Québec où ce secteur industriel est un apport majeur à l'économie régionale et nationale.

En 1995, le Québec comptait environ 1500 industries agro-alimentaires, en excluant celles de la Communauté urbaine de Montréal. Près du tiers de ces industries ont des effluents potentiellement nuisibles au milieu receveur s'ils ne sont pas traités avant d'être rejetés. Par ailleurs, seulement la moitié de ces industries (environ 250) sont raccordées aux réseaux d'égouts municipaux acheminant les eaux usées vers les stations d'épuration municipales (Décréon et Bergevin, 1997). L'autre moitié des industries se doit de traiter elles-mêmes leurs eaux usées. En général, des étangs de stabilisation ou des fosses septiques avec éléments épurateurs sont utilisés pour clarifier les eaux usées (Décréon et Bergevin, 1997). Ces types de traitement ne permettent toutefois pas de respecter les limites proposées concernant le rejet de nutriments vers l'environnement naturel.

En 1977, les Services de protection de l'environnement recommandaient l'installation de " systèmes d'aération prolongée à décharge contrôlée " (cette terminologie ayant été remplacée par les réacteurs biologiques séquentiels : RBS), pour le traitement des eaux usées d'abattoirs de petites et de moyennes tailles (Décréon et Bergevin, 1997). En 1984, une évaluation des RBS installés dans les industries du secteur de l'agro-alimentaire au Québec (Lessard, 1984) a fait ressortir que les 12 RBS étudiés étaient faiblement performants. Par la suite, des recommandations d'applicabilité, de conception et d'exploitation des RBS ont été établies, entraînant certaines améliorations de la technologie (Décréon et Bergevin, 1997).

En 1997, 29 RBS avaient été installés dans le secteur agro-alimentaire : 23 dans des abattoirs, trois dans des fromageries, un dans une salaison, un dans une boulangerie et un dans une entreprise de transformation de la pomme de terre (Décréon et Bergevin, 1997). Certaines de ces usines ont été fermées et d'autres ont été raccordées au réseau d'égouts municipal, il subsistait donc 23 RBS en

fonction en 1997. De ces 23 RBS, huit ont été construits avant 1984 et 15 entre 1985 et 1996. Les rejets des entreprises agro-alimentaires ont des teneurs élevées en matière organique biodégradable et présente une tendance acide et une fermentation rapide. Certaines conditions sont peu compatibles avec l'utilisation des RBS : l'interruption des rejets pendant de longues périodes, un débit très faible et une insuffisance en ressources humaines et matérielles consacrées à l'épuration des eaux usées (Décréon et Bergevin, 1997).

Depuis l'instauration des RBS dans le secteur agro-alimentaire, il y a environ deux décennies, certaines améliorations ont été apportées au niveau de la conception et de l'exploitation. L'étude de Décréon et Bergevin en 1997 a évalué que cette technologie permet d'atteindre des rendements d'enlèvement très élevés pour l'enlèvement de la DBO, moyens pour les MES et variables pour le P. Le traitement en RBS permet d'atteindre la plupart des exigences de rejet des effluents. Ce type de système nécessite cependant un suivi quotidien par des personnes qualifiées, comme la plupart des traitements biologiques (Décréon et Bergevin, 1997).

Le phénomène grandissant de l'eutrophisation et de la dégradation des milieux marins ont accru les pressions pour l'enlèvement des nutriments, tels le phosphore et l'azote des eaux usées (Keller *et al.,* 1997). La production agro-alimentaire, notamment les produits dérivés du lait de vache, entraîne la génération d'eaux usées fortement concentrées en matière organique, en matières en suspension, en graisse, en composés azotés et phosphorés.

Les systèmes de RBS sont reconnus pour être particulièrement performants pour accomplir cette tâche. Ces systèmes de boues activées opérés en mode discontinu présentent d'ailleurs plusieurs avantages comparés aux systèmes conventionnels de traitement en continu (Keller *et al.,* 1997 ; Ministère de l'Environnement et de la Faune, 1996a) : le RBS sert de bassin d'égalisation durant la période de remplissage, il peut donc supporter de plus fortes variations de débit et de charge organique ; le traitement peut être poursuivi jusqu'à ce que l'effluent rencontre les normes ; les risques de lessivage de la liqueur mixte (LM) sont moins élevés lors de forts débits ; aucun dispositif de recirculation des boues n'est requis ; la décantation se fait dans des conditions idéales ; la présence en excès de bactéries filamenteuses causant le foisonnement des boues peuvent être évitée en variant les stratégies d'exploitation au remplissage ; un gain d'espace ; une réduction de l'apport en oxygène pendant les périodes en anoxie et en anaérobie ; le comportement

cinétique du RBS est proche de celui d'un réacteur à écoulement piston et il se prête bien à l'automatisation.

De plus, les coûts élevés reliés à l'enlèvement chimique du phosphore (qui sont principalement causés par la production accrue de boues et l'utilisation de réactifs chimiques) ont fourni une raison importante pour intensifier les recherches sur l'amélioration des processus d'enlèvement biologique du phosphore dans les usines de traitement à boues activées (Carucci, 1994). Or, l'enlèvement biologique simultané de l'ammonium et du phosphore est aussi possible dans un seul RBS si les conditions d'opération sont appropriées au type de traitement nécessaire, cela sans l'addition de réacteurs distincts, de produits clarifiants ou de sels métalliques (Keller *et al.,* 1997).

La nitrification, la dénitrification et la déphosphatation sont des procédés répandus pour l'enlèvement biologique de l'azote et du phosphore des eaux usées. L'implantation de ces procédés complémentaires permet l'élimination de l'azote et du phosphore dans le traitement des eaux usées et ainsi, le contrôle de l'eutrophisation puisque l'excès de nutriments encourage la formation d'algues dans les eaux réceptrices.

Le traitement des eaux fortement concentrées dans un système de réacteur biologique séquentiel est donc recommandé afin d'atteindre des taux d'enlèvement des nutriments optimaux. Cependant, peu de travaux ont été effectués sur l'optimisation et le développement du traitement en RBS des rejets provenant du secteur de l'industrie agro-alimentaire.

Les objectifs de la présente recherche sont donc :

1. d'optimiser en laboratoire les conditions de traitement biologique en RBS anaérobie /aérobie d'eaux usées riches en nutriments : Phase I-traitement d'une eau usée synthétique; Phase II-traitement d'une eau usée industrielle du secteur de l'agro-alimentaire dans un système RBS;
2. d'étudier l'effet de la variation de certains paramètres sur l'enlèvement biologique des nutriments (C, N, P) :
   - ◊ l'effet de la variation du TRS (entre 10 et 30 j) sur l'EBN dans un système RBS utilisant une eau usée synthétique riche en nutriments (permettant aussi l'acclimatation initiale de la biomasse)

- ◊ l'effet de la variation du TRS (entre 5 et 30 j) sur l'EBN dans un système RBS utilisant une eau usée agro-alimentaire ;
- ◊ l'effet de la dénitrification en fin de traitement (ajout d'une phase en anoxie en aval du traitement aérobie) sur le relargage du P en anaérobie au début du cycle de traitement de l'eau usée agro-alimentaire ;
- ◊ l'effet de la concentration en oxygène dissous dans le système sur le relargage de P en anaérobie et la réutilisation subséquente en aérobie par les OAP dans le système de traitement de l'eau usée agro-alimentaire;

3. et enfin, d'étudier les mécanismes d'enlèvement du P dans le traitement biologique en RBS d'une eau usée agro-alimentaire.

Le corps de la thèse est constitué d'une revue de littérature, qui démontre les problématiques générale et spécifique à l'origine des travaux réalisés ; les objectifs de la thèse ; puis la méthodologie de laboratoire ; à laquelle suit naturellement la présentation et la discussion des résultats. Enfin, les conclusions et recommandations terminent le corps principal de la thèse, auxquelles succèdent la revue bibliographique et en annexes, les méthodes analytiques, les résultats d'analyse et quelques photographies présentant les systèmes RBS expérimentaux et *in situ*.

1 ÉTAT ACTUEL DES CONNAISSANCES EN MATIÈRE D'ENLÈVEMENT BIOLOGIQUE DES NUTRIMENTS

La présente section est constituée d'une première partie explicitant le problème de l'eutrophisation des milieux aquatiques en eau douce, qui est suivi d'exemples de la réutilisation des eaux usées et des sources de P. Ensuite sont abordées les différentes méthodes d'enlèvement du phosphore: chimique et biologique et les bénéfices inhérents à l'enlèvement biologique des nutriments. Un bref historique du développement de l'enlèvement biologique du P (EBP) est présenté, ainsi que les principes de l'enlèvement biologique du P, principalement les modèles biochimiques. L'EBP est ensuite présenté dans un réacteur biologique séquentiel (RBS), dont on élabore l'historique, l'évolution et le principe de la technologie de ces systèmes, ainsi que les facteurs connus qui influencent l'efficacité de l'EBP. La problématique spécifique aux eaux usées du secteur de l'agro-alimentaire est explicitée pour bien comprendre les problèmes du traitement des eaux usées qui sont reliés au secteur de l'industrie agro-alimentaire. Enfin, la présentation de l'hypothèse et des objectifs de la thèse clos le premier chapitre.

1,1 Eutrophisation des milieux aquatiques en eau douce

1,1,1 Description du problème

L'eutrophisation des eaux douces est un problème très actuel. En fait, en ce qui concerne les lacs et les rivières à faible courant, elle représente le plus sérieux des problèmes de qualité des eaux des dernières décennies, (Meganck et Faup, 1988). Pendant plusieurs décennies, la limnologie a été dédiée à l'investigation des phénomènes de l'eutrophisation induite par l'homme et des effets sur la qualité des eaux (Sutcliffe et Jones, 1992). Le but des études consistait à déterminer quels facteurs étaient responsables des développements massifs ponctuels d'algues dans les lacs. Aujourd'hui, les recherches sur l'eutrophisation ont atteint de nouvelles dimensions. Ce problème se devant d'être totalement compris, afin d'être capable de contrôler ce processus (Sutcliffe et Jones, 1992).

On peut définir l'eutrophisation comme étant un enrichissement des eaux en nutriments, qui entraîne la détérioration de la qualité des eaux par une croissance excessive de la flore aquatique, et un déséquilibre écologique des eaux affectées (Yeoman *et al.,* 1988). En fait, c'est le vieillissement des lacs. L'eutrophisation naturelle a lieu dans des temps géologiques, un lac jeune est typiquement oligotrophe (pauvre en nutriments et en biomasse), en vieillissant il passe par différents états trophiques : mésotrophe, puis eutrophe (Henderson-Sellers et Markland, 1987). Les résidus organiques et inorganiques, résultant de l'activité biologique accélérée, décantent dans les lacs ainsi que la matière en suspension provenant des tributaires. L'état eutrophe est signifié par un remplissage du lac et un contrôle de l'écosystème par les plantes aquatiques qui convertissent le lac en un étang (Meganck et Faup, 1988).

Les éléments principalement responsables de l'eutrophisation des lacs sont l'azote et le phosphore : compléments nutritionnels du carbone. Ces éléments peuvent provenir de sources allochtones (provenant des précipitations/ruissellement/tributaires) ou autochtones (provenant de l'écosystème du lac) (Henderson-Sellers et Markland, 1987). La lutte contre l'eutrophisation implique la réduction de l'apport de ces éléments au milieu aquatique, préférablement aux autres éléments que la vie aquatique consomme en traces : tels les sulfures, le potassium, le calcium et le magnésium (Randall *et al.,* 1992 ; Schaack *et al.*, 1985).

Le nutriment limitant dans la plupart des lacs, des réservoirs d'eau douce et des rivières est tout particulièrement le P. En effet, les apports de sources anthropiques de cet élément accélèrent le processus de l'eutrophisation (Yeoman *et al.,* 1988). Le lien serré entre la quantité de la masse d'algues éventuellement produites dans un système donné et la quantité de P disponible pour leur croissance est souvent pris comme attestation de la limitation de la croissance des algues par le P (Sutcliffe et Jones, 1992). La limitation par le P est représentée par le rapport minimal P : N nécessaire pour la croissance de la biomasse (Sutcliffe et Jones, 1992).

1,1,2 Prévention de l'eutrophisation

La lutte contre les rejets de P a été privilégiée car il est moins disponible que l'azote. En effet, il n'y a pas de réservoir de P dans la biosphère (il origine de la croûte terrestre), alors que l'azote gazeux (N_2) est abondant dans l'atmosphère (79 %) (Vinçonneau *et al.,* 1985). Cet

apport est naturel et non contrôlable, car certaines algues bleues-vertes ont la propriété de fixer l'azote de l'atmosphère (Meganck et Faup, 1988). En outre, le P répandu sur les terres agricoles pour la fertilisation est moins facilement mis en solution que l'azote, car il se complexe fortement avec les argiles et les substances humiques des sols (Schaack *et al.*, 1985, Vinçonneau *et al.,* 1985). De plus, le traitement pour la remobilisation de l'azote (N) nécessite la nitrification suivie de la dénitrification, ce qui est plus complexe que la remobilisation du P, qui peut être enlevé par précipitation chimique ou par un traitement biologique (Vinçonneau *et al.,* 1985).

Spécifions que dans un lac, où la pollution exportée est faible comparée à la quantité d'eau impliquée, le déséquilibre des concentrations en nutriments mène à des changements dans la chaîne alimentaire et à l'accumulation de débris végétaux (Vinçonneau *et al.,* 1985). Tandis que dans une rivière, la vitesse du courant limite le développement et l'accumulation des micro-organismes, le phénomène de l'eutrophisation est perçu par des changements dans la chaîne alimentaire seulement (Vinçonneau *et al.,* 1985). En outre, dans les rivières pénétrées en profondeur par la lumière, l'eutrophisation entraîne la croissance excessive de macrophytes, tandis que dans les eaux stagnantes, le processus apparaît plus clairement par le développement d'une masse planctonique (Meganck et Faup, 1988).

Les concentrations en P dans les lacs devant être réduites peuvent être estimées par les résultats de l'Organisation du Développement et de la Coopération Économique (ODCE) qui a étudié l'état trophique de 454 réservoirs et lacs. Selon leurs résultats, il y a 50 % de probabilité qu'un lac soit oligotrophe, si la concentration moyenne annuelle en P dans le lac est de 8 mg/L ; il y a 50 % de probabilité que le lac soit dans un état mésotrophique si la concentration de P est de 26,7 mg/L et à cette teneur, il y a 17 % de probabilité que le lac soit eutrophié. Ils ont déduit que l'eutrophisation peut être prévenue en réduisant la concentration de P dans un lac à moins de 15 mg/L (Meganck et Faup, 1988).

1,1,3 Effets détritiques de l'eutrophisation

La progression de l'eutrophisation entraîne une croissance excessive d'algues bleues-vertes *Cyanophycae*, l'élimination de l'oxygène dissous dans l'hypolimnium et un accroissement dans les concentrations en nutriments et en d'autres composés organiques. Le manque

d'oxygène dissous peut être assez important pour causer la mort des poissons. En outre, certaines algues bleues-vertes peuvent produire des substances impliquées dans l'empoisonnement des poissons (Yeoman *et al.,* 1988).

Si la charge des nutriments est très importante, la croissance accélérée des organismes peut épuiser l'oxygène dissous dans l'eau et le système métabolique deviendra en anaérobie. Les produits résultants des processus anaérobies comme l'hydrogène sulfuré (H_2S), entraînent des odeurs nauséabondes (Winkler et Thomas, 1978). Plusieurs algues rejettent des métabolites organiques qui peuvent réagir avec le chlore pour produire les trihalométhanes (THM), ces derniers sont connus comme étant cancérigènes (Cooke *et al.,* 1986). Un système aquatique en anaérobie ne pourra supporter la vie aquatique, par conséquent, la plupart des rivières anaérobies possèdent un lit silteux dénué de matière organique (Winkler et Thomas, 1978).

Les algues peuvent affecter le traitement des eaux pour l'eau potable, en bloquant les filtres, ou en les traversant, ce qui entraîne de mauvaises odeurs et altère le goût. Dans certains cas, l'invasion par les algues peut entraîner la cessation du fonctionnement d'une usine de traitement de l'eau potable pendant plusieurs mois (Yeoman *et al.,* 1988).

En résumé, les principaux effets de l'eutrophisation sont (Meganck et Faup, 1988) :

- ◊ changements dans la population algale; développement d'algues vertes et bleues-vertes;
- ◊ présence de substances organiques particulaires, ce qui donne une charge supplémentaire sur les filtres;
- ◊ présence de composés organiques dissous, ce qui entraîne des odeurs et un mauvais goût;
- ◊ relargage ou formation de composés organiques ayant des propriétés complexantes, avec une possibilité de solubilisation de métaux lourds;
- ◊ présence de pigments colorants dans l'eau;
- ◊ présence de composés précurseurs pour les trihalométhanes pendant la chloration de l'eau potable.

Ces dernières années, une attention considérable a été apportée aux lacs eutrophiés, dont la valeur économique a été réduite (Yeoman *et al.,* 1988). L'eutrophisation pose un problème majeur de qualité des eaux de surface préjudiciable au maintien de la faune aquatique et des usages municipaux (eau potable), récréatifs, industriels et agricoles (irrigation ou eau potable pour le bétail) (Comeau, 1990).

1,2 Réutilisation des eaux usées

Dans les régions plus arides, comme les états américains situés au sud-ouest du pays (sud de la Californie, Arizona, Nevada, Colorado, centre du Texas), les ressources en eau douce disponibles ne suffisent pas à la demande (Asano et Madancy, 1982). La récupération des eaux usées est importante pour répondre à la demande en eau. La réutilisation des eaux usées municipales traitées peut servir dans les domaines suivants, par ordre de décroissance d'importance :

- ◊ agriculture et arrosage des espaces verts ;
- ◊ procédés industriels et eau de refroidissement ;
- ◊ centres d'activités récréatives ;
- ◊ augmentation du débit d'une rivière ;
- ◊ recharge des nappes souterraines.

En général, les concentrations en P dans les rejets doivent être minimisées, afin de prévenir l'eutrophisation des eaux de surface et la formation de tartre dans les procédés industriels. L'abattement des concentrations en P autour de 1 à 1,5 mg/L est recommandé avant la réutilisation des eaux usées (Asano et Madancy, 1982).

1,3 Sources de phosphore

Le P est présent dans les cellules d'algues sous plusieurs formes, la plus importante étant les orthophosphates. Les groupes de P sont les éléments de base de la structure des acides nucléiques, des phospholipides et font partie en faible proportion moléculaire des nucléotides (tel l'ATP), ils participent aussi dans les processus énergétique et anabolique (Henderson-

Sellers et Markland, 1987). Le P est assimilé par la photosynthèse, la chimiosynthèse et la décomposition. Il constitue 0,1 % de la masse de la croûte terrestre et apparaît surtout dans le minéral apatite (Henderson-Sellers et Markland, 1987).

Les sources significatives de P rejeté dans les eaux naturelles incluent le drainage des terres agricoles, les excréments, les effluents municipaux et industriels, la déposition atmosphérique et le drainage urbain diffus. Le P rejeté en provenance de sources ponctuelles, comme les effluents municipaux, est plus facile à contrôler que celui provenant de sources diffuses (Yeoman *et al.,* 1988). En général, les rejets de P peuvent être attribués à deux types de sources (Meganck et Faup, 1988) :

- ◊ diffuses : le lessivage des sols, le ruissellement, la percolation à travers les déchets (sites d'enfouissement sanitaire), excrétions des oiseaux aquatiques, érosion des sols agricoles fertilisés ;
- ◊ ponctuelles : les effluents domestiques et industriels et les systèmes de traitements des déchets.

Dans les eaux usées, le P dérive des rejets humains, domestiques et industriels, spécifiquement des effluents des procédés alimentaires et du ruissellement provenant des terres agricoles enrichies en P (fertilisation). La source dominante dans les eaux municipales provient des excréments et de certains détergents. Le métabolisme humain excrète 2 g P/j, auxquels il faut ajouter 2 g pour les détergents, donc 4 g au total (Edeline, 1993). En effet, les teneurs en P contenu dans les rejets municipaux varient entre 1,0 et 1,6 g P / (capita par jour), avec une moyenne de 1,4 g P / (capita par jour) (Schaack *et al.*, 1985). Les eaux urbaines contiennent de 10 à 30 mg P/L et les effluents des industries agro-alimentaires en contiennent plus de 30 mg/L (Edeline, 1993). Le Tableau 1,1 présente les flux déchargés par les différentes sources de P en Amérique du Nord. Il est important de noter que la concentration de P à respecter dans les effluents est généralement de 1 mg/L (ex. Grands Lacs), même que certains états américains ont des normes variant de 0,2 à 0,5 mg/L (ex. Pennsylvanie) (The Soap and Detergent Association, 1989).

Tableau 1,1 Quantités de phosphore déchargées dans les écosystèmes en Amérique du Nord

Provenance	Flux déchargé	Unité
1. Effluent secondaire sans procédé d'enlèvement du P	0,7 - 1,3	kg/capita/an
2. Effluent secondaire avec procédé d'enlèvement du P	0,2	kg/capita/an
3. Drainage des cultures irriguées	0,06	kg/ha drainé/an
4. Lessivage des engrais agricoles	0,16 - 0,73	kg/ha/an
5. Déposition atmosphérique dans les zones urbaines et industrielles	0,04 - 0,57	kg/ha/an
6. Déposition atmosphérique dans les zones rurales et agricoles	0,02 - 0,16	kg/ha/an

Source: Asano et Madancy (1982).

La substance qui remplace les phosphates dans les détergents devient une autre source de polluants. Parmi les produits qui ont été essayés, les plus efficaces sont le nitrilotriacétique (NTA) et les zéolites. Même si le NTA est biodégradable, son enlèvement dans les usines de traitement n'est pas complet (Balmér et Hultman, 1988). En outre, les NTA ont une forte capacité de se complexer avec les métaux et ne peuvent donc pas être qualifiés d'environnementaux, tandis que les zéolites sont considérées plus sécuritaire et écologique. Le NTA était largement utilisé au Canada (16 000 tonnes/an) et les zéolites étaient utilisées au Japon à 90 % (Balmér et Hultman, 1988).

1,3,1 Formes chimiques du phosphore

La forme chimique sous laquelle les phosphates apparaissent dans les eaux usées dépend des sources de P et de l'équilibre avec les autres ions, principalement avec les protons. Dans les rejets domestiques, le P est à 50-70 % constitué d'orthophosphates. Les autres composés de P sont des polyphosphates et du P organique, provenant de la matière organique. Pendant le transport vers le traitement biologique, les polyphosphates et le P organique sont facilement hydrolysés, le P est retrouvé à 90 % sous la forme d'orthophosphates (Meganck et Faup, 1988).

Les molécules d'ortho-, pyro- et de tripolyphosphates sont présentes principalement à des intervalles de pH de (Henderson-Sellers et Markland, 1987; Meganck et Faup, 1988) :

- ◊ plus petit que 3 : H_3PO_4;
- ◊ 3 à 7 : $H_2PO_4^-$;
- ◊ 8 à 12 : HPO_4^{2-}, $HP_3O_{10}^{4-}$ et $HP_2O_7^{3-}$;
- ◊ 12 à 14 : PO_4^{3-};

Les rejets humains contiennent généralement des orthophosphates et du P présents dans d'autres composés biologiques, par exemple les acides nucléiques, les phospholipides et les protéines phosphorylées (Yeoman *et al.*, 1988).

1,3,2 Influence urbaine et industrielle

La migration de la population vers les milieux urbains pendant la révolution industrielle a accru la production des déchets par unité de surface. Les eaux usées domestiques sont riches en nutriments et contiennent une large quantité d'orthophosphates provenant des tripolyphosphates sodiques dans les détergents (Henderson-Sellers et Markland, 1987). Dans les rejets domestiques et industriels, le P peut aussi être présent sous d'autres formes, dont les phosphates condensés (métaphosphates $P_3O_9^{3-}$, les triphosphates $P_3O_{10}^{5-}$, les pyrophosphates $P_2O_7^{4-}$). Une proportion du P origine souvent des détergents et des produits nettoyants. Cela provient de la découverte dans les années quarante spécifiant que certains sels de phosphate (particulièrement le sodium tripolyphosphates) ont des propriétés non toxiques dans les détergents. Les composés de P utilisés dans les détergents sont principalement des phosphates condensés, ces composés ne sont pas directement disponibles pour les micro-organismes et ne peuvent donc être remobilisés par un traitement biologique (Yeoman *et al.*, 1988). Le phosphore particulaire est organique et insoluble, il provient de la matière organique et du protoplasme des cellules des micro-organismes. Les concentrations typiques des rejets domestiques sont présentées au Tableau 1,2.

Tableau 1,2 Concentrations en P dans les rejets domestiques en Amérique de Nord - The Soap and Detergent Association (1989)

Formes de P	Concentrations typiques (mg/L)
Orthophosphates	3-4
Phosphates condensés	2-3
Phosphore organique	1
Total	6-8

1,3,3 Influence agricole

La décharge agricole en P est augmentée par le transport des fertilisants et du fumier animal lors de l'érosion des sols. Ceci produit une source diffuse, qui peut être transportée par le vent et les précipitations vers les rivières et les lacs (Henderson-Sellers et Markland, 1987). Les événements pluvieux de forte intensité qui arrivent juste après l'épandage du fumier peuvent transporter des constituants des excréments, tels que le P et l'azote dans les rivières (Edwards *et al.,* 1996). L'intensité de l'exportation des nutriments par le ruissellement est reliée aux précipitations, au relief, à la composition géologique, à la géomorphologie, aux taux d'application des excréments et des engrais, au type de sol et à l'intensité de la déforestation.

Sur une échelle mondiale, il a été estimé que l'homme a accru le taux d'érosion des sols de 2×10^{10} kg/an dans les temps préhistoriques, à $5{,}4 \times 10^{13}$ kg/an dans les temps modernes (environ 2 700 fois, Henderson-Sellers et Markland, 1987). L'accroissement des rejets animaux a créé le problème d'entreposage de larges quantités d'excréments. Leur teneur élevée en carbone organique biodégradable et en nutriments entraîne une pollution potentiellement significative de l'eau. L'épandage du fumier sur les terres agricoles est la plus facile et la plus commune des méthodes de disposition du fumier utilisées, mais elle est aussi problématique (Henderson-Sellers et Markland, 1987). En principe, la rationalisation de l'épandage, en tenant compte de l'affinité des sols pour le P et en limitant l'érosion des sols pendant l'application des fertilisants, devrait être suffisante pour réduire les décharges agricoles à des niveaux acceptables. Cependant, cela n'est pas toujours facile à réaliser en pratique (Vinçonneau *et al.,* 1985).

1,4 Méthodes d'enlèvement du phosphore

Le traitement conventionnel des eaux usées ne remobilise pas de façon effective le P, surtout s'il est requis d'atteindre des concentrations en P inférieures à 1 mg/L. Le traitement primaire enlève environ 5 à 15 % du P compris dans l'affluent et les systèmes de boues activées conventionnels n'enlèvent qu'approximativement 20 à 40 % du P (Benefield et Randall, 1980; Comeau, 1990; Yeoman *et al.,* 1988). Par conséquent, l'application de techniques avancées de traitement des eaux usées, soit chimique ou biologique, est requise pour la réduction des décharges de P dans les milieux eutrophiés et potentiellement eutrophiables (Yeoman *et al.,* 1988).

1,4,1 Enlèvement du phosphore dans les procédés de traitement conventionnel

Dans un système conventionnel d'épuration biologique des eaux usées, le P contenu dans l'affluent est métabolisé par les micro-organismes. Les proportions de nutriments requises pour la reproduction de la biomasse sont de 100 DBO_5 : 1 P : 5 N (Metcalf et Eddy, 1991). Les eaux usées brutes contiennent un surplus en nutriments par rapport à ce ratio (Gray 1989). Par conséquent, le P utilisé pour la croissance bactérienne dans les systèmes conventionnels sera inférieur aux concentrations dans l'eau usée. La combinaison du traitement primaire et secondaire permet d'enlever moins de 50 % du P (Benefield et Randall, 1980). Les rendements d'enlèvement dépendent de la disponibilité des sources de carbone dans l'eau. Pour rencontrer les concentrations en P de moins de 1 mg/L des procédés supplémentaires sont utilisés. Ces procédés consistent à concentrer au maximum le P dans les boues, de façon chimique ou biologique, puis de séparer les phases solide et liquide de la liqueur mixte soit par décantation, flottation ou filtration. Contrairement à la remobilisation de l'azote, l'enlèvement du P dans les processus de traitement des eaux usées peut seulement être accompli par incorporation dans la boue d'épuration (Meganck et Faup, 1988).

1,4,2 Procédés d'enlèvement chimique du phosphore

Comme les procédés de traitement primaire et secondaire ne semblent pas suffire à l'enlèvement du P, des traitements additionnels sont nécessaires lorsque de faibles teneurs à l'effluent sont admises. Généralement, les traitements additionnels consistent en une

précipitation du P par l'ajout de produits chimiques au cours du traitement pour former des sels de P insolubles qui vont se retrouver dans la boue. Cependant, d'autres techniques ont aussi été proposées pour remobiliser le P, citons principalement : les techniques de cristallisation, l'échange d'ions, l'adsorption, les filtrations à lits profonds, le traitement par les algues et les traitements électrochimiques (Meganck et Faup, 1988).

Les agents de précipitation les plus communément utilisés sont la chaux ($Ca(OH)_2$) et les sels d'Al ou de Fe (alun : $Al_2(SO_4)_3 . 18H_2O$, aluminate de sodium : $NaAlO_2$, chlorure ferrique : $FeCl_3$, sulfate de fer : $FeSO_4$, chlorure ferreux : $FeCl_2$, et la liqueur de saumure). Ces produits peuvent être ajoutés soit avant la décantation primaire (pré-précipitation), lors de l'aération (précipitation simultanée) ou après le traitement biologique et la décantation secondaire (post-précipitation) (Metcalf et Eddy, 1991). Lorsque ces derniers sont ajoutés, l'objectif principal est d'accroître la concentration en ions métalliques, de telle façon que le produit de solubilité du phosphate est dépassé (Meganck et Faup, 1988).

La précipitation avec la chaux est due à une augmentation du pH. Le pH doit être augmenté à plus de 9 pour obtenir un effluent de moins de 1 mg/L de P, donc la quantité de chaux à ajouter est liée à la capacité tampon de l'eau usée. Dans le cas d'une post-précipitation le pH doit atteindre 11,5 et les concentrations en chaux varient entre 180 et 425 mg/L de CaO (Meganck et Faup, 1988). Il est évident qu'une telle alcalinité devra être neutralisée si les eaux doivent être rejetées dans le milieu naturel.

La réaction de remobilisation du P avec les sels d'Al et de fer est la formation d'un phosphate métallique simple (Meganck et Faup, 1988) :

$$M^{3+} + PO_4^{3-} \rightarrow MPO_4$$

Des réactions conjointes apparaissent, selon l'alcalinité de l'eau usée (Meganck et Faup, 1988) :

$$M^{3+} + 3HCO_3^- \rightarrow M(OH)_3 + 3CO_2$$

$$M^{3+} + 3OH^- \rightarrow M(OH)_3$$

Ces réactions entraînent une réduction de l'alcalinité et, selon la capacité tampon de l'effluent, une décroissance du pH (Meganck et Faup, 1988). Dans ces cas, plus de réactifs doivent être

ajoutés, ce qui augmente les coûts de traitement. En outre, la précipitation augmente la quantité de boues produite, cela d'un facteur, variant selon le réactif utilisé et la période de précipitation (pré-, post-, simultanée), de 15 à 500 % avec la chaux (Meganck et Faup, 1988).

Les procédés de précipitation physico-chimique présentent des inconvénients, tels que (Meganck et Faup, 1988 ; Schaack *et al.*, 1985) :

- ◊ les coûts élevés des réactifs ;
- ◊ l'insolubilité du P précipité, qui devient difficilement utilisable par les plantes en cas d'objectif de valorisation agricole des boues produites par le traitement ;
- ◊ une augmentation du volume des boues ;
- ◊ les difficultés de déshydratation des boues produites.

Les coûts de l'enlèvement du P par précipitation chimique sont bien connus : les coûts d'investissement sont typiquement de 10 à 20 % des coûts totaux (investissements, opération, maintenance...), alors que les coûts de fonctionnement atteignent 30 % du coût total, dans le cas de l'utilisation des sels d'Al et de Fe (Balmér et Hultman, 1988 ; Edeline, 1993). Le Tableau 1,3 présente les avantages et les désavantages de l'utilisation des additifs chimiques (Smith, 1987).

Tableau 1,3 Avantages et désavantages de l'addition de sels métalliques pour l'EP

Avantages	Désavantages
1. Technique d'EP bien documentée, elle est la plus populaire aux États-Unis. 2. Les coûts peuvent être réduit si une liqueur de chlorure ferreux ou de sulfate ferreux est disponible et peut être utilisée. 3. L'usage de produits chimiques est basé sur les [P] de l'affluent et sur les limites requises pour l'effluent. 4. Installations faciles et peu coûteuses. 5. L'addition d'agents clarifiants métalliques dans le bassin primaire peut réduire la charge organique de 25 à 35 % dans le bassin secondaire. 6. Les teneurs en P de l'effluent peuvent être contrôlées par le dosage des sels métalliques.	1. Les coûts sont plus élevés que pour l'EBP qui ne requièrent pas ou peu d'addition de sels métalliques. 2. Production d'une plus grande quantité de boues que les procédés d'EBP. 3. Les boues produites sont moins facilement déshydratées que celles des systèmes n'employant pas d'additifs chimiques.

1,4,3 Traitement biologique conventionnel

L'enlèvement biologique du P provient de : 1) l'utilisation par les micro-organismes pour la maintenance, la croissance et la reproduction ; 2) l'accumulation en excès par les OAP ; 3) la précipitation ou l'adsorption avec les solides de la boue. Par conséquent, l'augmentation de la production de boues pourrait accroître l'enlèvement du P et la quantité de boues produites dépend premièrement de l'âge des boues (temps de rétention des solides, TRS). Des boues plus âgées résultent en une réduction de la masse de boues, due à une minéralisation intense (Meganck et Faup, 1988). L'âge des boues est donc un important paramètre dans l'enlèvement du P et aussi dans la minimisation de la production de boues pour réduire les coûts associés au traitement des boues et à la disposition.

1,4,4 Stratégies d'enlèvement du phosphore

Les données de contrôle requises pour choisir un procédé d'EBP doivent être déterminées avant de faire sa sélection, afin de rentabiliser le système. La première étape dans l'évaluation des alternatives pour un nouveau système est de déterminer la teneur limite en P permise dans les effluents traités. Les limites peuvent être transmises en pourcentage minimal de remobilisation, en concentration dans l'effluent ou en masse (kg) par jour. En outre, on doit connaître les limites permises pour la décharge de DBO_5, la concentration en solides totaux, le pH, la concentration en azote totale Kjeldahl (TKN) ou en azote total (Smith, 1987). Ensuite, les caractéristiques de l'eau usée doivent être connues, dont : le débit (moyen et maximal), les teneurs en P_t, P soluble, DBO_5 moyen, solides totaux, TKN moyen, N total, le pH, la température et l'alcalinité (Smith, 1987). Les autres facteurs pouvant influencer l'enlèvement du P sont principalement : les alternatives de disposition des boues, la contribution industrielle aux eaux usées, les dimensions du système et les coûts des additifs chimiques (Smith, 1987). Le Tableau 1,4 présente les avantages et les désavantages des procédés biologiques d'enlèvement du phosphore (Smith, 1987).

Tableau 1,4 Avantages et désavantages des procédés d'EBP

Avantages	Désavantages
1. Les quantités de boues générées par les procédés d'EBP sont comparables à celles produites par les systèmes conventionnels de boues activées. 2. Peuvent être implantés directement au système de boues activées ayant un écoulement à flux piston avec un minimum, avec peu de changements requis. 3. Peu ou pas d'additifs chimiques sont requis. 4. L'EP peut être accompli en même temps que l'enlèvement du NH_4 ou N_{total}. 5. Certains procédés réduisent les problèmes de foisonnement des boues.	1. La performance de l'EP est contrôlée par le rapport DBO/P_t de l'eau usée. 2. Requiert une performance très efficace du décanteur secondaire pour atteindre 1 mg/L de P_t. 3. Le P peut potentiellement être relargué dans la chaîne de traitement des boues. 4. Des équipements d'alimentation en produits chimiques peuvent être requis dans le cas d'une perte de l'efficacité d'EBP.

1,5 Bénéfices inhérents à l'enlèvement biologique des nutriments

Il existe plusieurs raisons, ou bénéfices, justifiant la nécessité d'utiliser des procédés effectuant l'enlèvement biologique des nutriments (EBN) pour le traitement des eaux usées. Ces raisons peuvent être classées en bénéfices environnementaux, économiques et opérationnels. Le plus important parmi ceux-ci est le contrôle de l'eutrophisation dans l'effluent recevant les eaux après traitement (bénéfice environnemental). Historiquement, les conditions de traitement étaient déterminées selon la nécessité de protéger les ressources en oxygène du réseau hydrique naturel recevant les eaux traitées. Cela était accompli par l'extraction des solides en putréfaction et des composés organiques dissous dans les eaux usées. Ces dernières décennies, l'emphase a été mise sur la réduction des quantités de nutriments déchargés dans les cours d'eau. Rappelons qu'il s'agit principalement du P et de l'azote, car ils stimulent la croissance des algues et de la vie aquatique photosynthétique, ce qui mène à l'accélération de l'eutrophisation, de pertes excessives en oxygène et à des changements indésirables dans les populations aquatiques (Randall *et al.,* 1992).

L'impact potentiel principal de la décharge des nutriments sur les ressources en oxygène est la production de matière organique générée par les nutriments. En effet, une source de 6 mg/L de P dans les eaux usées, qui contiennent en moyenne aux États-Unis 400 mg/L de DCO

(demande chimique en oxygène), peut potentiellement entraîner la production de 828 mg/L de DCO, ce qui correspond au double de la DCO dans les eaux usées non traitées. Cette augmentation provient de l'utilisation du P par les algues pour produire de la nouvelle biomasse (Randall *et al.,* 1992).

En fait, le problème de la ressource en oxygène et des sources de P est d'autant plus complexe que les conditions dans les lacs sont dominées par les sédiments de fond et les changements saisonniers. Des concentrations élevées en matière organique dans les sédiments de fond entraînent des besoins élevés en oxygène, ce qui résultent en l'appauvrissement rapide de l'oxygène dissous dans les couches inférieures de l'eau. Particulièrement, lorsque les eaux sont stratifiées et que les températures sont élevées. Ces conditions ont lieu en Amérique du Nord à la fin de l'été et au début de l'automne. Les conditions d'anaérobies résultantes permettent la remise en solution du P, principalement adsorbé sur les hydroxydes de fer, et de l'azote sous forme d'ammonium. Le mélange subséquent de la colonne d'eau, rend disponible pour les algues les nutriments solubilisés (Randall *et al.,* 1992).

La dynamique des éléments limitants étant généralement peu comprise pour la plupart des milieux aquatiques, le meilleur moyen de contrôler l'eutrophisation est la réduction simultanée du P et de l'azote dans les eaux usées. Le processus d'enlèvement biologique des nutriments fourni une méthodologie pour la remobilisation des sources ponctuelles de P et d'N, cette alternative est à la fois environnementalement et économiquement supérieure aux autres options. Les bénéfices environnementaux additionnels, comparés aux méthodes de précipitation chimique, sont la réduction des additifs chimiques, de la production de boues et de l'énergie consommée par le système de traitement (Randall *et al.,* 1992).

L'utilisation des procédés d'EBN pour le traitement des eaux usées est potentiellement plus économique que les traitements conventionnels par boues activées ou les méthodes incluant des processus chimiques ou physico-chimiques. La nitrification augmente typiquement les coûts reliés à l'utilisation de l'énergie pour l'aération de 50 % dans le traitement des eaux usées municipales, comparé à l'aération requise pour l'enlèvement de la DCO seulement. L'incorporation d'une zone en anoxie en amont de la zone aérée dans de tels systèmes, entraîne une réduction des coûts totaux en énergie requise pour l'aération. Cela provient du fait

que plusieurs bactéries présentent dans les boues activées peuvent utiliser les formes oxydées de l'azote (NO_2, NO_3) comme accepteur d'électrons pour la stabilisation de la DCO, au lieu d'utiliser l'oxygène dissous (Randall *et al.,* 1992). Cependant, le système de boues activées le plus efficace au niveau énergie est un système simple de boues qui incorpore une zone anoxie/anaérobie en amont de la zone aérobie. La zone anoxie permettant la dénitrification et la zone anaérobie le relargage du P (Randall *et al.,* 1992).

1,6 Historique du développement de l'enlèvement biologique amélioré du phosphore (EBAP)

Les premières observations sur l'enlèvement du P dans les systèmes de boues activées ont été rapportées en 1957, puis les recherches initiales ont débuté au milieu des années soixante, d'après les travaux conduits par Levin et Shapiro (1965), Shapiro (1967), Shapiro *et al.* (1967). Ils ont effectué des expériences sur la métabolisation du P par les organismes présents dans les eaux usées. Au cours de leurs expériences, ils ont observé que dans des conditions d'anaérobie, le P est rejeté dans le milieu. Ces observations furent la base des systèmes PhoStrip (Meganck et Faup, 1988). Par la suite l'EBAP a été observé, à la fin des années soixante, dans des systèmes de boues activées de type piston ou conventionnels aux États-Unis, dans lesquels l'enlèvement du P a lieu lorsque les concentrations en oxygène dissous sont près de zéro (Randall *et al.,* 1992). Dans les années 1970, les systèmes à boues activées ont été découverts comme procédés pouvant enlever plus de 80 % du P dans les eaux usées, cela sans aucun ajout (Meganck et Faup, 1988).

Certaines hypothèses sur l'origine de l'enlèvement biologique du P ont ensuite été émises. Des comparaisons ont été effectuées avec le phénomène de « luxury uptake » observé en microbiologie, qui est caractérisé par un emmagasinement intracellulaire des polyphosphates par certaines bactéries, lorsqu'elles sont sous des conditions nutritives déséquilibrées. Plus tard, Fuhs et Chen ont émis l'hypothèse en 1975 que l'enlèvement du P est dû à un seul groupe de micro-organismes : le groupe *Acinetobacter-Moraxella-Mima* qui sera élaboré dans la prochaine section.

Barnard (1974) a été le premier à reconnaître la nécessité d'une phase anaérobiose pour l'accomplissement de l'augmentation de l'enlèvement du P. Suite à une série d'expériences, avec un système de type Bardenpho, il a conclu que la remobilisation du P dans les systèmes biologiques nécessite que la liqueur mixte ou les boues passent à travers un stade d'anaérobie (absence d'oxygène dissous et de nitrates dans la liqueur mixte), pendant lequel les phosphates seront ou ne seront pas relargués. S'il est suivi d'un stade d'aérobie, les phosphates seront soit utilisés par les organismes ou précipités. Barnard (1974) a donc proposé d'instaurer une étape en anaérobie précédant la réaction en aérobie. Ainsi, les substances organiques de l'affluent peuvent être utilisées pour créer des conditions d'anaérobie, au lieu de compter sur la respiration endogène comme dans le système PhoStrip (Barnard, 1975). La configuration résultante, qu'il a appelé Phoredox est montré à la Figure 1,1 (Randall *et al.*, 1992).

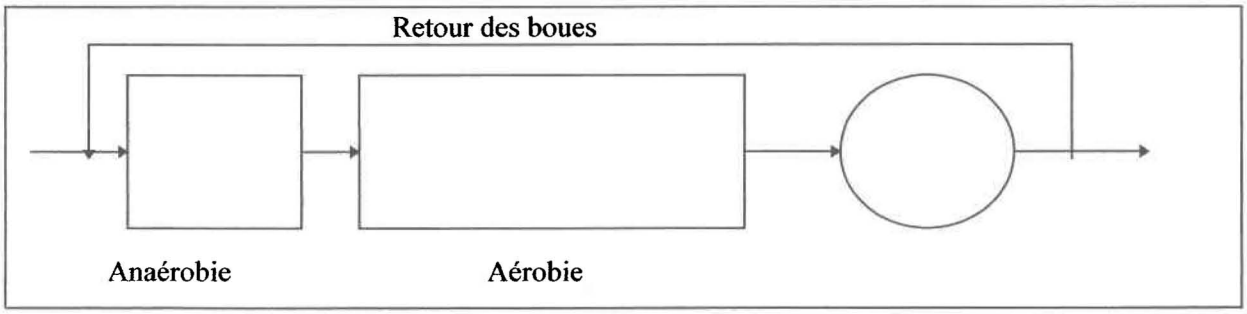


Figure 1,1 Système d'EBP à deux étapes « Phoredox » de Barnard (1975)

Les systèmes de boues activées intégrant une réaction anaérobie en amont de la phase aérobie permettent d'obtenir des boues contenant de 2 à 3 fois plus de P que dans les boues activées conventionnelles (3,5 à 6 % comparé à 1,5 à 2 %) (Tétrault *et al.*, 1986). Le processus de rehaussement de l'enlèvement biologique du P est basé sur la possibilité d'emmagasinement des polyphosphates par certains micro-organismes (Meganck et Faup, 1988).

Marais *et al.* (1983) ont déterminé les effets négatifs des nitrates entrant dans la zone anaérobie sur la performance des procédés d'EBAP. Ils ont développé une modification du système Phoredox à trois étapes, qui élimine le recyclage des nitrates dans la partie du retour des boues activées vers la zone anaérobie. Ils ont nommé ce procédé University Cape Town (UCT). Ils ont modifié plus tard le procédé UCT pour fournir une meilleure protection de la zone anaérobie envers le recyclage des nitrates, comme illustré à la Figure 1,2 (Randall *et al.*, 1992).

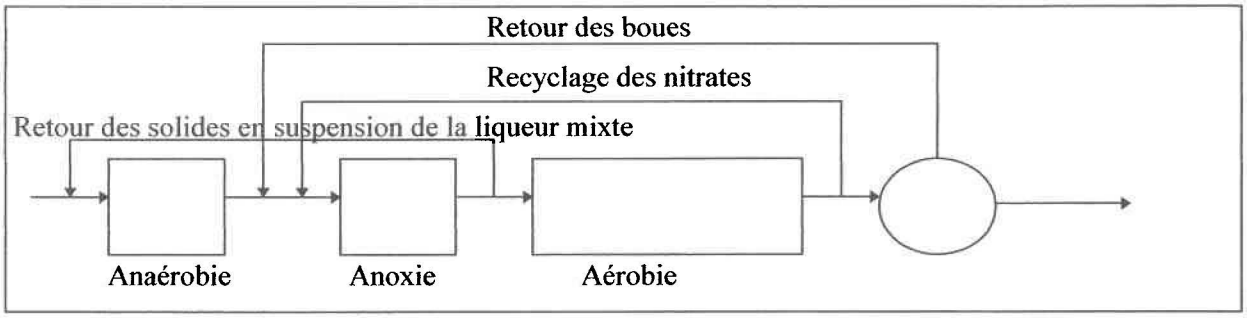


Figure 1,2 Système d'enlèvement biologique des nutriments de type UCT

1,7 Principes de l'enlèvement biologique amélioré du phosphore

Le relargage de P par une biomasse acclimatée au relargage en excès de P dépend principalement de la nature du substrat (Gerber *et al.,* 1987). Les composés résultant de la fermentation, principalement l'acétate et le propionate, sont capables d'induire le relargage de P par la biomasse, par contre les composés plus complexes, tels le glucose, l'éthanol, le méthanol, le citrate et le 2,3-butanédiol retardent le relargage jusqu'à l'atteinte d'une anaérobiose complète (Gerber *et al.,* 1987). En présence d'acide acétique et propionique le relargage de P commence immédiatement et à un taux relativement élevé, qui reste linéaire jusqu'à consommation totale du substrat. Par contre, les composés tels l'éthanol, le glucose, le méthanol et le butanédiol, seront utilisés préférentiellement pour la dénitrification en anoxie et pourront être utilisés en anaérobie par les OAP, s'ils sont d'abord transformés en acétate et en propionate (Gerber *et al.,* 1987).

La présence de nitrates dans la zone non-aérée réduit le relargage de P et subséquemment l'utilisation du P en aérobie. La concentration du substrat nécessaire pour un enlèvement optimal du P est reliée au besoin pour la dénitrification et le relargage maximal de P. Un faible taux de dénitrification retarde beaucoup le relargage de P. Ce taux est relié au substrat alimentant le système. Par exemple, un taux de dénitrification faible de 0,5 mg N/g MVES.h avec une concentration en nitrates de 10 mg N/L et une teneur en MVES de 4 g/L, entraîne un délai de 5 h (10 mg N/L / 4 g MVES/L / 0,5 mg N/g MVES.h= 5 h) avant le début du relargage de P (Gerber *et al.,* 1987). Lorsque la quantité de substrat abonde, le relargage de P plafonne et le substrat étant encore disponible dans la zone aérée, le P sera simultanément relargué et

utilisé (Gerber *et al.,* 1987). Ce qui entraîne une persistance du P dissous dans l'effluent traité. Le substrat doit donc être suffisant, mais non trop abondant.

Marais *et al.* (1983) et Bordacs et Chiesa (1989) ont aussi rapporté que les bactéries déphosphatantes en anaérobie nécessitent un substrat soluble composé de produits naturellement fermentables, c'est-à-dire qui ne nécessitent pas d'être hydrolysés pour être assimilés par les micro-organismes accumulant le P. Il s'agit principalement du formate, de l'acétate, du propionate, du butyrate, du lactate et de l'éthanol. Les composés complexes, tels les sucres, devront être préalablement biodégradés par les bactéries anaérobies facultatives sous forme d'acétate, en général, pour être assimilés par les OAP.

Fuhs et Chen ont identifié en 1975 les sous-espèces d'*Acinetobacter* et spécifiquement la souche *Lwoffi* comme étant l'organisme responsable de l'accumulation en excès de P dans leurs cellules, cela particulièrement lorsque le substrat disponible est composé d'acides gras volatils à courtes chaînes (AGVCC), tel l'acétate. Récemment, les travaux de Kämpfer *et al.* (1996) ont démontré que le genre *Acinetobacter* ne comptait que pour 1 à 5 % des populations bactériennes dans la boue de l'usine de traitement des eaux usée étudiée. Ils ont d'ailleurs émis que la contribution de cette bactérie au processus global d'enlèvement biologique amélioré du P n'est présentement pas clair (voir section 1,7,3).

Nicholls et Osborn (1978) ont suggéré que le stade en anaérobie, dépourvu de nitrates, était réellement nécessaire pour permettre aux sous-espèces d'*Acinetobacter* de prendre sélectivement l'acétate dans leurs cellules, utilisant les polyphosphates ($P_{poly\text{-}P}$) emmagasinés comme source d'énergie, puis de relarguer le P dans la phase liquide. Les étapes de réaction anaérobie et aérobie encouragent la croissance de bactéries aérobies qui ont la capacité d'utiliser en excès les phosphates et de les emmagasiner dans leur cellule sous forme de polyphosphates inorganiques. Les acétates utilisés sont emmagasinés comme poly-ß-hydroxyalkalanoates (PHA composé principalement de poly-ß-hydroxybutyrates (PHB) et de poly-ß-hydroxyvalérates (PHV)) à l'intérieur de la cellule, jusqu'à ce qu'ils atteignent la zone aérée, où les PHA sont métabolisés et fournissent de l'énergie pour la métabolisation de tous les orthophosphates disponibles (Randall *et al.,* 1992). L'énergie requise pour cet emmagasinage de PHA et leur utilisation est produite par l'hydrolyse des $P_{poly\text{-}P}$ intracellulaires.

Les phosphates sont donc relargués dans la liqueur mixte en conditions anaérobies. En aérobie, la disponibilité du substrat extra-cellulaire étant convoitée, les OAP utilisent celui emmagasiné dans leur cellule. Ce processus rend les OAP compétitifs avec les autres souches bactériennes aérobies (Meganck et Faup, 1988).

Les PHA servent de réserve de carbone pour la production d'énergie, simplement, ils représentent le « gras bactérien ». L'accumulation des PHA se produit en anaérobie ou lorsque la matière organique disponible est très élevée, tandis que la dégradation des PHA s'effectue lorsque les sources de carbone du milieu sont appauvries. La déphosphatation biologique provient de l'interaction entre quatre principaux micro-organismes, dont l'activité dépend de la présence ou de l'absence d'oxygène et/ou de nitrates. L'oxydation de la matière organique est effectuée principalement par les micro-organismes aérobies strictes, la nitrification de l'ammonium par les bactéries nitrifiantes, la dénitrification des nitrates et des nitrites par les bactéries dénitrifiantes et la fermentation de la matière organique par les micro-organismes fermentatifs (Comeau, 1990).

1,7,1 Polyphosphates dans les micro-organismes

Le P est un des macronutriments et est essentiel pour la synthèse et la survie de tout organisme biologique. Une teneur minimale variant entre 1 et 3 % du poids sec est nécessaire pour la croissance de la biomasse. Certains micro-organismes, spécifiquement les bactéries et les moisissures, sont capables d'emmagasiner le P en excès par rapport à la quantité requise pour la synthèse des cellules et leur survie. Cet emmagasinement, sous forme de $P_{poly\text{-}P}$, permet d'accroître de 5 à 6 fois les teneurs normales de 1 à 3 % (Meganck et Faup, 1988). Un tel enrichissement en $P_{poly\text{-}P}$ dans les boues activées est responsable en grande partie de l'augmentation de l'enlèvement du P dans le traitement des eaux usées.

Les $P_{poly\text{-}P}$ se regroupent pour former des granules intracellulaires, qui occuperont jusqu'à 60 % du volume des micro-organismes, elles contiennent des lipides, des protéines, de l'ARN et du magnésium en addition aux $P_{poly\text{-}P}$ (Smith, 1987). On peut les détecter au microscope et aussi par coloration avec soit de la teinture de toluidine (couleur violet-pourpre), soit du bleu de méthylène (couleur violet foncé) ou encore avec la coloration de Neisser (Meganck et Faup, 1988 ; Smith, 1987). Ils peuvent aussi être détectés en phase contrastée *in vivo* (Meganck et

Faup, 1988). Sous le microscope électronique, les granules de $P_{poly\text{-}P}$ apparaissent comme des corps opaques, dénués de structure interne et de membrane (Meganck et Faup, 1988). Un faisceau d'électron appliqué directement sur les micro-organismes volatisera les $P_{poly\text{-}P}$ contenus dans les granules, ce qui laissera des trous dans la cellule (Smith, 1987).

1,7,2 Bilan de masse du phosphore dans les boues d'épuration

Les bilans de masse dans un bioréacteur servent à déterminer le rôle des bactéries accumulant le P pour l'enlèvement global du P. À cette fin, il faut distinguer les formes de P particulaire : P_{org}, $P_{précipité/adsorbé}$ et $P_{poly\text{-}P}$. En effet, certaines usines pensent effectuer de la déphosphatation biologique uniquement, alors que le P particulaire est principalement sous forme de P précipité. Par exemple, les usines de traitement des eaux usées municipales recevant les boues d'alun des usines de production d'eau potable auront une précipitation accentuée des nutriments particulaires avec la biomasse par l'apport d'alun (Comeau *et al.*, 1996).

Le bilan de masse s'obtient en mesurant les orthophosphates dans la LM filtrée et le P_t dans la LM totale, ainsi que la teneur en $P_{poly\text{-}P}$ dans la biomasse (voir section 2,14). En considérant une teneur de 2 % de P_{org} (g P/g MVES x 100), la teneur en $P_{précipité}$ est donc la différence entre le P_t et la somme du P_{org} et du $P_{poly\text{-}P}$. L'addition de produits chimiques comme l'alun ou les sels de fer peut accroître la teneur en $P_{inorganique}$.

1,7,3 Micro-organismes spécifiques à l'enlèvement rehaussé des phosphates

Selon Meganck et Faup (1988), les principaux organismes capables d'emmagasiner les $P_{poly\text{-}P}$ sont l'*Acinetobacter* sous-espèces *calcoaceticus-lwoffi-phosphadevorans, Pseudonomas vesicularis* et *Neisseria gonorrheae*, les deux premières espèces étant les plus communes de la microflore des boues activées.

Fuhs et Chen (1975) ont examiné les boues provenant de l'usine de traitement des eaux usées de Baltimore (Black River), qui montraient un rehaussement de la remobilisation du P. La coloration de volutines spécifiques avec du bleu de méthylène révèle que les polyphosphates se déposent sur un type morphologique spécifique de bactéries, facilement identifiable par la forme et la grandeur des cellules. Cette bactérie fut identifiée comme étant de l'espèce

Acinetobacter lwoffi. Cette bactérie a les caractéristiques suivantes: aérobie, Gram négatif, forme cylindrique de 1 à 1,5 µm par 1,5 à 2,5 µm de grandeur en phase de croissance exponentielle, tend à prendre la forme spiralée en phase stationnaire de croissance et est non motile (Buchan, 1983 ; Fuhs et Chen, 1975). Sa croissance est facilitée avec pour substrat soit l'éthanol, le lactate, le citrate, le succinate ou certains acides aminés ; avec des sels d'aluminium ou de nitrate comme source d'azote, mais les sucres comme le glucose, le lactose, l'arabinose, le formiate et les sels d'acides gras provenant du propionate, ne peuvent être métabolisés.

Il est impossible de compter les colonies par étalement, car les bactéries sont présentes sous forme de grappes de cellules agglomérées de 1 mm de diamètre (Buchan, 1983 ; Fuhs et Chen, 1975). Cette tendance d'*Acinetobacter* à s'agglomérer en grappes rend difficile voir presque impossible de quantifier la fraction de la biomasse des boues qu'elle représente. Les techniques microbiologiques conventionnelles de comptage sont inutiles, même la sonification de la liqueur mixte n'augmente pas l'efficacité des comptes. Une souche isolée d'*Acinetobacter*, après culture en aérobie en continu dans un milieu de lactate à 22°C, contenait de 6 à 8 % de P du poids sec. La même souche à 8°C contenait entre 2 et 9 % de P, dans ces cultures le P était sous forme de polyphosphates à 80 % (Meganck et Faup, 1988). Cloete et Steyn (1988) ont suggéré pour résoudre ce problème de diluer les boues avec un mélange commercial d'anioniques, de solvants et d'acide phosphorique, les grappes d'*Acinetobacter* seraient dispersées.

Plus récemment, Beacham *et al.* (1992) ont isolé 156 espèces d'*Acinetobacter* provenant d'un système pilote d'enlèvement biologique des nutriments. Le bilan de leur étude est que 51 % des espèces sont efficaces dans l'enlèvement du P en présence de faibles concentrations, 39 % en présence de fortes concentrations et les 10 % restantes ne peuvent accumuler le P. Par ailleurs, Lötter *et al.* (1985) ont démontré que le pourcentage des bactéries appartenant au genre *Acinetobacter* dans un système de boues activées effectuant l'EBAP est croissant avec l'augmentation de la proportion d'acétate de la DCO totale dans l'affluent. L'*Acinetobacter* dans les boues peut emmagasiner jusqu'à 10 à 20 % de P par rapport au poids sec, cela sous forme de $P_{poly\text{-}P}$ (Deinema *et al.*, 1980).

Fuhs et Chen (1975) ont observé une consommation aérobie élevée en P avec des cultures pures d'*Acinetobacter*, spécifiquement lorsque l'acétate était présent. Sous des conditions d'anaérobie, le relargage des phosphates a lieu. Les observations dans la boue durant le cycle anaérobie/aérobie ont montré que le P relargué sous les conditions d'anaérobie était nécessaire pour que le P soit utilisé pendant le stade subséquent en aérobie. L'importance de la zone en anaérobie et les quantités de carbone (C) nécessaire à la croissance ont amené Fuhs et Chen (1975) à suggérer que la fonction principale de la période en anaérobie est d'établir une microflore anaérobie facultative disposant d'un mécanisme de fermentation. Pendant l'anaérobie, cette flore tend à produire des composés tels que l'éthanol, l'acétate et le succinate, qui pourront servir de source de C pour la croissance d'*Acinetobacter*. Une alternative à l'anaérobiose serait d'alimenter le système en effluent primaire fermenté pour fournir le C nécessaire pour la prolifération d'*Acinetobacter* (Meganck et Faup, 1988).

En contrepartie, Cloete *et al.* (1988) ont estimé que *Acinetobacter* comptait pour seulement 5 à 16 % des organismes contribuant à la remobilisation du P. Par ailleurs, Meganck et Faup (1988) ont aussi rapporté un nombre important de *Pseudonomas* et *Aeromonas* dans leurs boues. Des cultures pures dans un milieu riche en acétate ont révélé que *Acinetobacter-Moraxella* avaient la teneur la plus élevée en P (entre 5 et 13 % du poids sec), mais *Pseudonomas vesicularis* ont aussi montré des concentrations relativement plus élevées que celles trouvées dans les autres organismes (3,3 % par rapport à 1,5 à 1,7 %, Meganck et Faup, 1988). Il faut cependant mentionner que des cultures pures d'un organisme ne sont jamais aussi représentatives du comportement de l'organisme dans les boues, donc, la présence ou l'absence de $P_{poly\text{-}P}$ dans les tests en cultures pures sert d'indication et ne prouvent pas la capacité d'une bactérie à emmagasiner les $P_{poly\text{-}P}$ dans les boues (Meganck et Faup, 1988).

De plus récentes recherches effectuées par Kämpfer *et al.* (1996), en ce qui a trait aux populations de bactéries responsables de la déphosphatation, ont démontré que le genre *Acinetobacter* n'est probablement pas en aussi grande proportion qu'il a été proposé par le passé. Selon leurs résultats, seulement 1 à 5 % d'*Acinetobacter* étaient présents dans l'usine de traitement des eaux usées examinée et entre 5,4 et 9 % des sous-espèces d'*Acinetobacter* étaients présentes dans des cultures pures à base de tryptone-soya (TS) agar. Il est donc évident que les cultures pures ne représentent pas la composition en micro-organismes *in situ*,

milieu nutritif TS agar a favorisé la croissance de ces bactéries (Kämpfer *et al.,* 1996). De même, dans une autre usine de traitement étudiée, le nombre de bactéries mesurées *in situ* (3 à 9 %) était inférieur à celui obtenu par culture sur TS agar (30 %). Ils recommandent donc de ne pas utiliser les cultures pures en laboratoire pour connaître les proportions des bactéries déphosphatantes, car plusieurs mécanismes chimiques et biologiques sont en interaction dans le procédé. Leurs résultats suggèrent que la contribution d'*Acinetobacter* au procédé d'enlèvement biologique du P n'est pas clair présentement. Cependant, la distribution des bactéries dans les flocs des boues activées peut être hétérogène due à l'agrégation des cellules, même après homogénéisation. Les investigations futures devraient définir à quel point l'agrégation influence la détection directe (Kämpfer *et al.,* 1996).

Dans la même veine, les travaux de Momba et Cloete (1996) ont démontré que dans la faune microbienne participant à l'enlèvement du P, *Pseudomonas fluorescens* remobilise plus intensivement le P que *Acinetobacter radioresistens* et *Escherichia coli* avec des moyennes variant de 3,0 à 28,5 mg/L comparées à 4,92 à 17,14 mg/L pour *A. radioresistens* et à 0,5 à 8,5 mg/L pour *E. coli.*

Il est maintenant clair que l'accumulation en excès du P dans les systèmes de boues activées est partiellement due à un emmagasinement intracellulaire de $P_{poly\text{-}P}$ dans les micro-organismes des boues et que les principaux micro-organismes responsables sont encore à être identifiés. Il est cependant certain que les bactéries déphosphatantes sont aérobies strictes ou dénitrifiantes (Comeau, 1998).

1,7,4 Modèles biochimiques de l'enlèvement biologique amélioré du phosphore

Les bases générales des modèles proposés dans la littérature reposent sur les principes suivants (Orhon et Artan, 1994) :

- ◊ la séquence anaérobie/aérobie nécessaire pour stimuler le procédé d'EBAP ;
- ◊ les AGVCC, principalement l'acétate, jouent un rôle central comme substrat typique ;
- ◊ l'utilisation du substrat et le relargage de P en anaérobie jouent un rôle clé ;

- ◊ les OAP peuvent dominer les populations bactériennes, selon leur habilité à emmagasiner la matière organique en PHA ;
- ◊ l'énergie requise pour emmagasiner les PHA dans la zone anaérobie est fournie par le bris des $P_{poly\text{-}P}$, ce qui relargue le P dans le milieu ;
- ◊ les PHA emmagasinés en anaérobie sont utilisés comme source de carbone organique et d'énergie et pour la formation de $P_{poly\text{-}P}$, ce qui entraîne une utilisation en excès du P dans la zone en aérobie.

L'enlèvement biologique du P est le résultat d'une série de métabolismes qui se produisent dans les phases anaérobie et aérobie. Dans la zone en anaérobie, les bactéries facultatives déphosphatantes ne peuvent oxyder les AGV (acétate) et les convertissent donc en PHA et les emmagasinent (Edeline, 1993). L'énergie requise pour les réactions de transport et d'emmagasinement est fournie par l'hydrolyse des réserves de $P_{poly\text{-}P}$ (volutines) intracellulaires en phosphates, lesquelles sont relarguées de la cellule vers le liquide. Dans la zone aérobie, les PHA sont oxydés en libérant beaucoup d'énergie rapidement (Edeline, 1993). L'excès d'ATP est alors polymérisé en granules de volutine (jusqu'à 25 % du poids sec) et la biomasse formée est beaucoup plus riche en P qu'une boue normale (Edeline, 1993 ; Smolders *et al.*, 1994a).

La détermination d'un modèle biochimique expliquant le comportement des bactéries déphosphatantes, lorsqu'elles sont dans un milieu favorable pour l'enlèvement du P, s'impose. Différentes hypothèses ont été émises pour expliquer le processus d'enlèvement du P par la biomasse déphosphatante, dont les principales sont exposées dans cette section.

Nicholls et Osborn (1979) croyaient que les conditions néfastes en anaérobiose induisaient les OAP à utiliser les polyphosphates présent à l'intérieur de leur cellule pour leur survie. Par la suite, les recherches ont démontré que la biomasse déphosphatante emmagasine la matière organique sous forme de composés de carbone (PHB) en anaérobie. Le PHB est un polymère d'acide ß-hydroxybutyrique qui est synthétisé à partir de l'acétyl-CoA. Les PHB sont utilisés lorsque presque tout le carbone exogène est enlevé. La transformation d'acétate en acétyl-CoA requiert de l'énergie, puis l'intermédiaire acétoacétyl-CoA est produit et est ensuite réduit par

$NADH_2$ en ß-hydroxybutyrate. C'est à ce point que les différents modèles diverges, c'est-à-dire comment le pouvoir réducteur est créé pour la synthèse du PHB (Orhon et Artan, 1994).

Les deux principaux modèles actuels sont ceux de Comeau/Wentzel et de Mino. En premier, Comeau *et al.* (1986) a émis que le $NADH_2$ nécessaire pour la réduction de l'acétoacétyle-CoA dans la synthèse des PHB, peut être fourni par la métabolisation d'acétyl-CoA par le cycle de l'acide tricarbolique (ATC, Figure 1,3). Sous des conditions d'anaérobie, l'acide acétique non-dissocié est transporté à travers la membrane, entraînant une décroissance de un cation H^+ dans le gradient du pH pour chaque acétate transporté. Les $P_{poly\text{-}P}$ sont utilisés en anaérobie pour le rétablissement de la force motrice des protons, amoindrie par le transport du substrat et pour l'emmagasinement du carbone. La dégradation des $P_{poly\text{-}P}$ mène à l'accumulation d'orthophosphates intracellulaires, qui sont relargués par l'action d'un porteur sensible aux variations du pH. En conditions d'aérobie, les réserves de carbone PHB sont utilisées pour prendre les phosphates et les métabolisés en $P_{poly\text{-}P}$ (Randall *et al.*, 1992).

Ce modèle a été modifié par Wentzel *et al.* en 1986. Ils acceptèrent le concept de la production de NADH par le cycle de Krebs (ATC), mais rejetèrent le concept de la restauration du gradient de pH servant au transport membranaire de l'acétate, émettant que le déséquilibre de la charge osmotique est improbable. Ils ont suggéré que le transport de l'acétate s'effectue plutôt par diffusion passive à travers la cellule. Ils ont par ailleurs émis que les ratios ATP/ADP et NADH/NAD contrôlent la synthèse et la dégradation des $P_{poly\text{-}P}$ et des PHB. Par conséquent, le ratio NADH/NAD augmente en conditions d'anaérobie, résultant du manque d'un électron terminal accepteur, pendant que la répression de la phosphorylation oxydante mène à une décroissance du ratio ATP/ADP. Cela contrôle le cycle de l'acide tricarboxylique et la synthèse des PHB et assure que l'acétyle-CoA est partagé entre les deux chemins (Randall *et al.*, 1992).

En résumé, les modèles combinés de Comeau *et al.* (1986) et Wentzel *et al.* (1986) énoncent que les réducteurs équivalents sont obtenus de la production de NADH par l'oxydation de l'acétate à travers le cycle de l'ATC opérant en anaérobie (Figure 1,3).

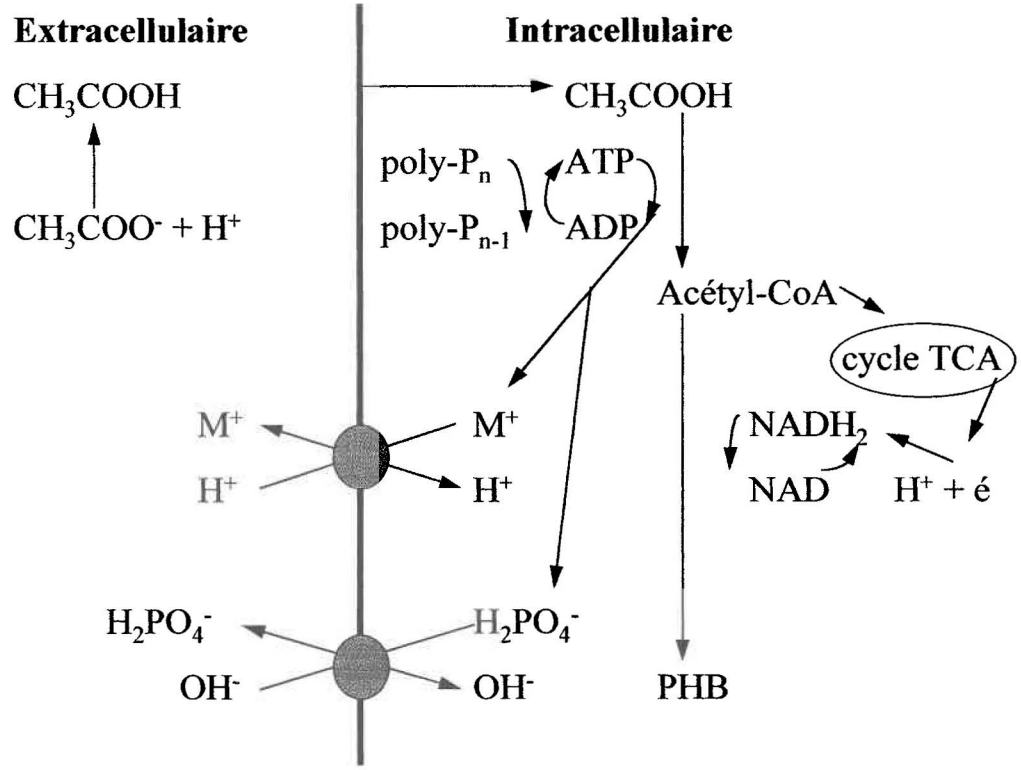


Figure 1,3 Modèle biochimique de la déphosphatation biologique par Comeau/Wentzel (Orhon et Artan, 1994)

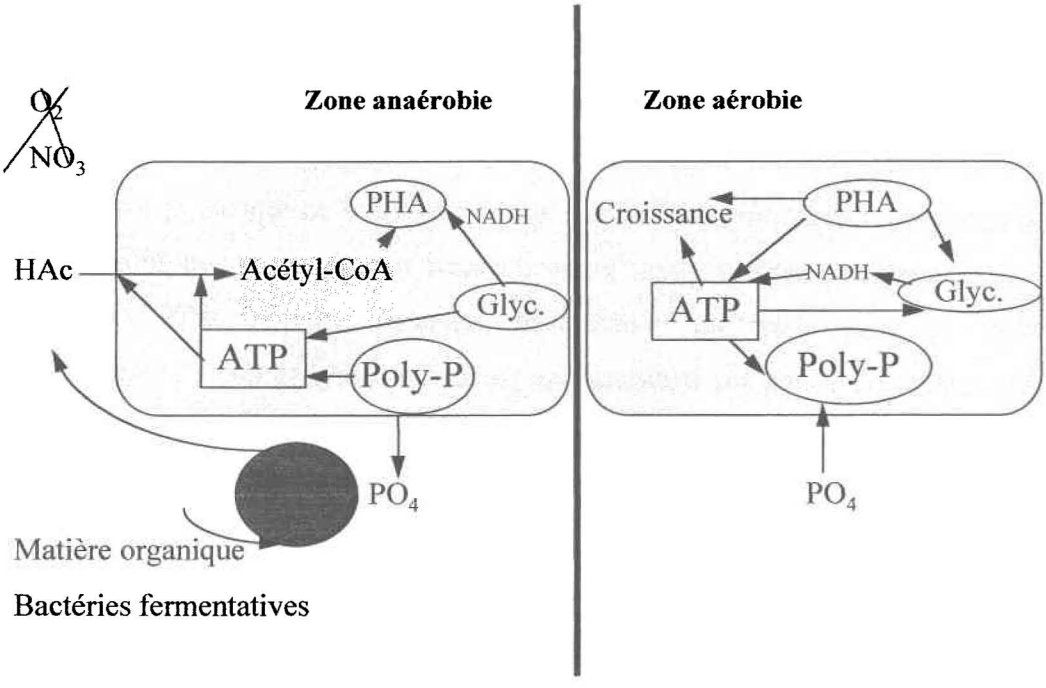


Figure 1,4 Modèle biochimique de la déphosphatation biologique selon Mino. Tiré de Smolders *et al.* (1995a)

Une autre hypothèse sur le modèle biochimique a été proposée par Mino *et al.* en 1987. Ils suggèrent que la dégradation du glycogène intracellulaire emmagasiné par la méthode Embden-Meyerhof (EM) est la source de la force réductrice nécessaire pour la production de NADH, sur la base que la déhydrogénase du succinate et l'enzyme du cycle de l'ATC sont inopérants en anaérobie. Le rôle du glycogène dans la phase anaérobie a aussi été étudié par Smolders *et al.* (1994a) ; ils ont développé un modèle qui démontre que le glycogène emmagasiné dans les cellules est utilisé en anaérobie pour la production des équivalents de réduction (NADH) et de l'énergie nécessaire à la conversion de l'acétate en PHB. Dans la dégradation du glycogène, l'ATP est aussi produite, ce qui réduit la contribution d'énergie requise pour l'hydrolyse des $P_{poly\text{-}P}$ et baisse alors le rapport de phosphate relargué par acétate métabolisé (Mino *et al.*, 1987). La Figure 1,4 montre les processus biochimiques de la déphosphatation biologique du modèle de Mino en anaérobie et en aérobie.

Wentzel a adapté le modèle de Mino, en remplaçant le chemin EM par le chemin Entner-Doudoroff (ED). La différence entre les deux chemins est que ce dernier produit 2 ATP durant la conversion du glucose-1-P en 2 moles d'acide pyruvique, où 3 ATP sont produits dans le chemin EM. En outre, le $NADH_2$ accumulé dans la cellule et produit durant la conversion du glucose (EM, ED) ne peut être régénéré et inhibe l'utilisation du glucose. Ce qui explique l'incapacité des bactéries déphosphatantes à utiliser directement le glucose en anaérobie peu importe le chemin métabolique (Orhon et Artan, 1994).

Selon Lötter (1989), l'accumulation des $P_{poly\text{-}P}$ dépend de la stimulation de la kinase des $P_{poly\text{-}P}$, qui apparaît par le relargage des P et la métabolisation du substrat simultané, sous des conditions d'anaérobie. Sans une quantité suffisante d'oxygène dans la zone aérée, le cheminement du transfert d'électron et la phosphorylation oxydante pour former l'ATP, ne fonctionneront pas de façon satisfaisante. Les PHB ne seront pas dégradés et la métabolisation de l'acétate en anaérobie sera réduite subséquemment. La conversion des ATP excédents en $P_{poly\text{-}P}$ ne se produira pas (Randall *et al.*, 1992).

Fleit (1995) a proposé un modèle biochimique fournissant une description quantitative des conséquences intracellulaires de l'utilisation des AGVCC, dont le phénomène d'acidification intracellulaire, qui a été initialement reconnu par le modèle de Comeau *et al.* (1986). Le

principal signal biochimique induisant le relargage de P et la synthèse intracellulaire de PHA en condition d'anaérobie est la décroissance du pH causée par la séquestration des AGVCC. La fonction physiologique de la synthèse des PHA est l'élimination des AGVCC à l'intérieur de la cellule. Les OAP, étant aérobies, ne peuvent métaboliser les AGVCC ou d'autres composés organiques en anaérobie, d'où la formation de PHA.

La synthèse de PHA représente une forme de mécanisme de désintoxication pour la neutralisation des AGVCC, la formation de liens d'ester entre les sous-unités des composés de PHA élimine les groupes carboxyliques libres (Fleit, 1995). Le taux de pénétration de l'acétate dans la cellule dépend du taux d'enlèvement des protons, qui dépend du taux de transformation de l'ATP. Dans les OAP ce taux est plus élevé, car la génération d'ATP est responsable de différents processus de fermentation. En condition d'anaérobie, la pénétration des AGVCC dépend du gradient de concentration. Donc, les OAP utiliseront plus les AGVCC (par diffusion passive) pour accomplir la synthèse de PHA et la régulation du pH. Par ailleurs, la « supériorité métabolique » des OAP en condition d'anaérobie est paradoxale et pour être totalement comprise, le cycle global doit être considéré (alternance de conditions en anaérobie/aérobie; Fleit, 1995).

En résumé, au cours de la phase anaérobie l'acétate pénètre dans la cellule (acide acétique), où se forme de l'ester phosphorique. Le radical acétyl est transféré au coenzyme A puis dimérisé, ce qui donne le radical hydroxybutyrate, qui va se polymériser en PHB. De l'énergie chimique est donc potentiellement disponible et on utilise la réserve de $P_{poly\text{-}P}$: chaque butyrate demande 2 ATP pour sa synthèse, l'ATP est créée à partir des $P_{poly\text{-}P}$, qui se dépolymérisent et font apparaître du $H_2PO_4^-$ dans la cellule. À la fin, un gradient de phosphate dans la cellule le force à quitter celle-ci. Pendant la phase aérobie, la réserve de PHB est utilisée, ainsi que le substrat externe, ce qui libèrent beaucoup d'énergie, bien plus que les 2 ATP qu'il en a coûté à sa synthèse. La cellule a donc un besoin élevé en phosphate, qu'elle puise dans le milieu et emmagasine en grains de volutine à l'intérieur de la cellule (Edeline, 1993).

Les OAP ayant l'habilité de s'adapter aux conditions environnementales variées des systèmes d'EBN et de former des flocs denses (favorisant les processus de sédimentation), vont croître

sélectivement et deviendront prédominants, fournissant un procédé pratique pour l'enlèvement du P (Randall *et al.*, 1992).

1,7,5 Enlèvement biologique amélioré du phosphore en condition d'anoxie

Un autre type de bactéries effectuant la déphosphatation a été étudié par Kuba *et al.* (1993, 1996). Ils ont étudié l'utilisation de bactéries dénitrifiantes déphosphatantes (BDP), qui sont capables de remobiliser le phosphore sous des conditions en anoxie. Elles ont le même potentiel pour l'enlèvement du P que les bactéries aérobies conventionnelles effectuant l'enlèvement biologique du P. Le principal avantage d'appliquer ce type d'organisme est la conservation de la DCO et de l'oxygène pour les procédés d'enlèvement du P et de l'azote. Évidemment, une phase en aérobie est nécessaire pour que la nitrification ait lieu en premier.

Dans un système de traitement des boues, les BDP coexistent avec les bactéries nitrifiantes ; la LM traverse trois phases: anaérobie, aérobie et anoxie. Ces auteurs ont montré que l'oxygène n'a pas d'effet détritique directement sur l'activité des bactéries dénitrifiantes déphosphatantes et que la métabolisation du P sous des conditions d'anoxie ou d'aérobie peut être identique. Ils ont aussi recommandé d'utiliser un procédé modifié de type UCT impliquant une pré-dénitrification, pour un EBN efficace lorsque les bactéries BDP sont utilisées (traitement des boues par des étapes successives en conditions anaérobie-anoxie-aérobie, avec un retour des boues dans la phase en anoxie). Cela est dû au fait que les boues entrant la phase aérobie sont pauvres en PHB (utilisé pour la dénitrification et l'accumulation du P) et la LM possède une teneur minimale en P.

La possibilité de l'enlèvement du P dans un système anaérobie/anoxie utilisant les nitrates comme accepteur d'électrons au lieu de l'oxygène dans les procédés d'enlèvement biologique du P a été étudiée par Kuba *et al.* (1993). L'enlèvement de l'azote total devient de plus en plus important et la nécessité de dénitrifier va remplacer partiellement ou totalement la phase de traitement en aérobie. Leurs travaux ont démontré une augmentation des PHB et PHV à la fin de la phase anaérobie, ainsi qu'un cycle de relargage de P en anaérobie et de réutilisation subséquente complète en période d'anoxie. Ce type de système diminue d'environ 30 % la production de boues et augmente la densité des flocs, ce qui contribue à une meilleure décantation (indice de volume des boues de 50 mL/g). Un enlèvement total du P a été

rencontré dans ce système, excepté lorsqu'une zone anaérobie est observée en aval de la zone anoxie, car le P est alors remis en solution.

Kuba *et al.* (1994) ont aussi étudié l'effet des nitrates sur le relargage du P. Leurs résultats leurs ont permis de conclure que la réduction du relargage de P par les nitrates est partiellement causée par la présence de BDP, qui utilisent l'acétate pour la dénitrification et non la déphosphatation, ce qui réduit le ratio P/C. Ils ont aussi démontré que les BDP possèdent un métabolisme tel que décrit par le modèle de Mino.

Les travaux de Carucci *et al.* (1994) ont démontré que l'acétate n'est pas toujours le substrat préféré des organismes déphosphatants. Ils ont utilisé une eau usée synthétique pour alimenter le RBS composé principalement de peptone et de glucose (200 mg/L respectivement). Il est connu que les bactéries déphosphatantes conventionnellement répertoriées (telles que *Acinetobacter, Pseudonomas* etc.) ont la réputation d'être plus efficace en présence d'acétate ou de composés organiques simples. En conséquence, en présence de glucose, un autre type de bactéries déphosphatantes dominaient dans la biomasse. Cet organisme a été identifié comme étant la bactérie de « type G », récemment décrite par Cech et Hartman (1990). Donc, les résultats de Carucci *et al.* (1994) contredisent le fait que la bactérie de type G ne puisse remobiliser le P, car ils ont obtenu des rendements d'enlèvement du P de 97 %.

Par la suite, Cech *et al.* (1994) ont noté qu'il y a une compétition entre les bactéries déphosphatantes et les bactéries G dans un système de boues activées, avec deux étapes successives en anaérobie et anoxie, effectuant l'enlèvement biologique du P amélioré. Selon eux, les bactéries G n'accumulent pas le P, elles influencent négativement le procédé d'EBP. Les deux types de bactéries compétitionnent pour l'acétate et les bactéries déphosphatantes sont éliminées par les organismes supérieurs (broutage), ce qui décroît l'efficacité de l'EBP. Les bactéries G formeraient des flocs résistants au broutage.

En résumé, les OAP et les bactéries G ont les propriétés d'emmagasiner le glycogène en aérobie et les PHA en anaérobie, cependant seules les OAP accumulent les poly-phosphates en aérobie.

1,8 EBAP dans un réacteur biologique séquentiel

Les systèmes décrit dans la section 1,6 portant sur l'historique du développement de l'EBAP effectuent l'enlèvement biologique du P en transférant l'eau usée d'un bassin à un autre, chaque bassin assumant un rôle différent (Meganck et Faup, 1988). Une autre possibilité est de maintenir la liqueur mixte dans un seul bassin durant tout le traitement et de créer la séquence des différentes conditions nécessaire au traitement en programmant la durée de chaque étape. Ce type de traitement est appelé réacteur biologique séquentiel (RBS).

1,8,1 Historique, évolution et principe de la technologie des RBS

Le mode d'opération des systèmes à boues activées en procédé de cuvée « batch » a été identifié au début du 20^{ième} siècle, lorsque le traitement par boues activées a été découvert. Par la suite, le traitement en cuvée était considéré intéressant mais non utilisé en pratique. En effet, des systèmes d'essais en laboratoire ont été réalisés en batch au début du siècle, mais à cette période les aspects pratiques de l'alimentation en continu ont favorisé le développement des systèmes de boues activées conventionnels (BAC), laissant de coté les traitements en cuvée. Le développement des systèmes de BAC a été préféré à celui des RBS dans les années cinquante car le processus en continu était facilité et évitait les étapes en échelon des RBS, les connaissances sur les performances de la faune microbienne responsable du traitement étaient limitées et le matériel nécessaire au traitement en cuvée manquait (systèmes de contrôle logique, diffuseurs non-colmatant lorsque les étapes de mélange et de sédimentation sont alternées et des décanteurs intégrés).

L'intérêt pour le mode d'opération en cuvée a été rehaussé par l'apparition sur le marché de système de contrôle logique (1980) permettant de gérer les étapes d'opération. Durant les deux dernières décennies, plusieurs découvertes au niveau de la microbiologie appliquée au traitement des eaux usées ont été réalisées, ces dernières couplées à la disponibilité des systèmes de contrôle logique sont responsables de l'attrait croissant des systèmes en cuvée par boues activées. Par conséquent, l'utilisation des systèmes RBS pour le traitement secondaire des eaux usées municipales a gagné une popularité croissante aux États-Unis vers la fin des années 1970 (Irvine et Bush, 1979) et au début des années 1980 (Smith, 1987). En effet, la

technologie des RBS a été prouvée moins coûteuse, plus efficace et plus contrôlable que tout autre procédé d'épuration biologique, particulièrement pour les systèmes à faibles débits. Le concept de traitement en RBS et la flexibilité des opérations en font un candidat évident pour l'utilisation de la séquence anaérobie/aérobie pour l'EBP.

Les principales raisons de l'utilisation des RBS au lieu des systèmes de BAC se résument ainsi (Smith, 1987) :

- ◊ bonne performance reliée à des contrôles biologiques puissants, incluant l'ajustement dans le temps des périodes d'opération ;
- ◊ égalisation des charges organiques et hydrauliques ;
- ◊ design des RBS selon les procédés biologiques requis ;
- ◊ des équipements plus robustes d'aération et de mélange ;
- ◊ plus résistant aux variations des charges ;
- ◊ plus grande flexibilité de traitement ;
- ◊ enlèvement des nutriments aux coûts des traitements secondaires ;
- ◊ minimisation du travail des opérateurs par la programmation des systèmes de contrôle logique ;
- ◊ réduction des coûts d'opération incluant une épargne d'énergie pouvant aller jusqu'à 50 % ;
- ◊ réduction d'au moins 20 % des coûts de construction.

Comme les systèmes d'EBP sont basés sur une séquence de conditions en anaérobie et en aérobie imposées aux eaux usées et aux boues, la technologie des systèmes RBS peut être très efficace dans ce secteur. Pendant la première phase qui est agitée et non aérée, les nitrates seront dénitrifiés et si cette période se poursuit pour un temps suffisamment long (environ le tiers de la durée totale du cycle de traitement, selon la teneur en nitrates et le taux de dénitrification), les conditions anaérobies vont entraîner le relargage du P (Meganck et Faup, 1988). Ensuite, la LM doit être aérée pour permettre la dégradation de la matière organique, l'utilisation du P par la biomasse et, si le TRS est suffisant (plus de 10 à 15 j), la nitrification

peut s'effectuer. Une période de décantation permet le soutirage des boues et ensuite le soutirage de l'effluent traité (Meganck et Faup, 1988).

1,8,2 Facteurs connus qui influencent l'efficacité de l'EBAP dans les systèmes RBS

L'étude des conditions nécessaires à l'EBAP montre que des conditions favorables à la croissance de la biomasse déphosphatante doivent être présentes pour un rendement optimal du système. Ces conditions sont présentées dans cette section.

1,8,2,1 Configuration du procédé

Deux facteurs affectent particulièrement le relargage du P en anaérobie, il s'agit de la présence des AGV et du temps de rétention hydraulique anaérobie (Wareham et Lee, 1996). Les expérimentations de Wareham et Lee (1996) ont démontré qu'une réduction de 50 % du TRH anaérobie (TRH initial de 80 minutes) entraîne une perte de relargage du P de 20 à 30 %. Cette perte pouvant être causée par une rémanence de l'anoxie dans la zone anaérobie et par une diminution de la compétitivité des OAP par la non utilisation des AGV disponibles, qui ont pu être métabolisés par d'autres organismes non déphosphatants dans la zone anoxie. En outre, la diminution du TRH anaérobie peut augmenter la capacité de certains organismes à survivre pendant la phase anaérobie et donc de compétitionner avec les OAP et de diminuer la proportion de ces derniers par rapport à la population totale (Wareham et Lee, 1996). Ces derniers ont conclu que la réduction du TRH anaérobie diminue les coûts d'opération, mais peut aussi entraîner une perte considérable de relargage de P et conséquemment de l'efficacité d'enlèvement du P.

1,8,2,2 Caractéristiques des phases anaérobie et aérobie

Depuis la reconnaissance de la nécessité d'une phase en anaérobie en amont de la phase en aérobie pour que la biomasse effectue le relargage du P, les efforts pour améliorer le design et l'opération des systèmes RBS effectuant l'enlèvement du P ont été centrés sur cet aspect en particulier (Meganck et Faup, 1988). Dans ce sens, le premier besoin est de caractériser la phase en anaérobie des procédés d'enlèvement du P.

Nature et composition du substrat

Des recherches ont montré que le taux et la vitesse de relargage du P sont liés à la concentration disponible du substrat organique. En effet, cela provient de la stimulation de la dénitrification par l'addition de matière organique et aussi du rôle de la matière organique comme substrat pour le métabolisme de fermentation des organismes anaérobies facultatifs (Meganck et Faup, 1988).

Effets des caractéristiques de l'eau usée

La performance d'un système d'EBN est fortement affectée par les caractéristiques de l'eau usée. L'EBN efficace est possible s'il y a une quantité suffisante de substrat organique biodégradable disponible pour les OAP, mesuré par la DCO ou la DBO. Les processus d'enlèvement sont accomplis par des bactéries hétérotrophes, qui requièrent de la matière organique dans leur métabolisme. La quantité des nutriments enlevés est donc fonction de la quantité disponible de substrat organique biodégradable.

La DCO facilement biodégradable est le terme proposé par Siebritz *et al.* (1983) pour désigner la quantité de substrat qui est métabolisé directement par la biomasse, sans hydrolyse préalable. Un tel substrat sera constitué de composés simples organiques comme les AGV et les hydrocarbones, qui sont absorbés en traversant directement la membrane cellulaire. La DCO facilement biodégradable est un indicateur de la quantité des AGV résultant de la fermentation et qui peut être corrélée à la quantité de substrat disponible pour les OAP.

Le taux de dénitrification est affecté par la disponibilité des composés organiques spécifiques, mais il a été déterminé qu'une quantité de 8,6 mg/L de DCO des eaux usées municipales est nécessaire pour réduire 1 mg/L de nitrate en N_2 (Ekama et Marais, 1984). Tandis que la quantité de DCO requise pour remobiliser 1 mg/L de P des eaux usées municipales est de 50 à 59 mg DCO/L (Ekama et Marais, 1984). Siebritz *et al.* (1983) ont émis qu'un minimum de 20 mg/L de DCO facilement biodégradable (excluant le substrat requis pour la dénitrification) est nécessaire pour la déphosphatation biologique dans la zone anaérobie. Actuellement, l'efficacité de l'EBAP varie avec la disponibilité des composés organiques spécifiques dans la zone anaérobie, comme démontré par Abu-ghararah et Randall (1991). Leurs résultats

montrent que l'acide acétique est la substance organique la plus efficace pour l'EBAP, elle est aussi plus efficace que l'acide propionique, qui est un autre produit commun de la fermentation des rejets (Randall *et al.,* 1992). Potgieter et Evans (1983) ont aussi trouvé que seuls l'acétate et le propionate entraînent le relargage du P à des concentrations plus élevées que 50 mg/L de PO_4^{3-}-P et une efficacité d'enlèvement du P d'environ 95 %.

Par ailleurs, les travaux de Winter (1989) ont démontré qu'une concentration maximale de 200 mg/L d'acétate de sodium additionné à l'affluent amenait une efficacité de 94,6 % d'EBP, cependant il a rencontré des problèmes de foisonnement des boues à des concentrations élevées d'acétate de sodium. Rustrian *et al.* (1996) ont expérimenté l'effet des AGV sur la métabolisation des phosphates par des cultures de sous-espèces d'*Acinetobacter*. Ils ont confirmé que l'acide acétique et aussi l'acide butyrique sont les principaux substrats favorisant l'accumulation des phosphates par *Acinetobacter*. Leurs travaux ont mené à la conclusion que l'amélioration de l'enlèvement du P peut être réalisé en couplant le système d'enlèvement des phosphates et la phase acidogénique à la digestion anaérobie.

Micro-nutriments

La présence de micro-nutriments (Mg, K, Ca) dans l'affluent combinée aux nutriments de base (N, P, C) peut influencer le rendement des systèmes d'EBP. Les cations Mg^{2+} et Ca^{2+} peuvent être co-transportés par les micro-organismes en zone aérobie (Gerber *et al.,* 1987). Wentzel *et al.* (1988) ont déduit selon leurs travaux que la carence des éléments Ca, Mg et K peut limiter l'EBAP, car le K et le Mg servent de contre-ions dans la stabilisation de la chaîne des polyphosphates et le Ca sert de co-facteur dans les réactions biochimiques. D'après les résultats de Yoon et Suzuki (1990), l'enlèvement du P et des cations K et Mg semble être corrélé, les rapports d'enlèvement sont respectivement de 0,28 et 0,36 mole cation / mole P. Tandis que les travaux de Rickard et McClintock (1992) ont précisé des rapports K / P et Mg / P de 0,21 et 0,30 mole/mole respectivement, ces rapports étant légèrement inférieurs à ceux de Yoon et Suzuki (1990).

Potentiel d'oxydo-réduction

Le potentiel d'oxydo-réduction (POR) est une mesure de l'état d'oxydation d'un système aqueux, il a été démontré que le POR est un outil efficace pour indiquer l'état biologique du système, par exemple : la corrélation avec le taux de nitrification et les autres réactions biologiques entre les conditions d'anoxie et d'anaérobie (Chang et Hao, 1996). Barnard avait déjà suggéré que le potentiel redox pouvait être un paramètre servant à quantifier le degré de « stress » en anaérobie imposé aux organismes (Meganck et Faup, 1988). De même que Shapiro *et al.* (1967) qui ont trouvé que le relargage du P débute lorsque le potentiel redox s'abaisse en dessous de 150 mV. Cette décroissance provient lorsque la dénitrification est complétée. À ce moment, le tracé de la courbe d'évolution du potentiel redox en fonction du temps démontrera une pente descendante (pendant la dénitrification), dont le point d'inflexion correspond à la cessation progressive de la dénitrification et donc au début du relargage du P.

Wareham *et al.* (1995) ont utilisé ce point d'inflexion du POR (qui indique la fin de la dénitrification), afin d'indiquer à un ordinateur le moment d'ajout de l'acétate dans le RBS. L'acétate ajouté servant à fournir un substrat facilement biodégradable disponible pour les OAP. Le signal du POR a été utilisé pour régler l'aération de telle façon qu'un niveau désiré d'oxygène dissous soit maintenu dans la zone aérobie. Les variations du pH fournissent aussi une bonne indication des réactions biologiques en court (Chang et Hao, 1996). Par exemple, le pH augmente pendant l'ammonification et la dénitrification et décroît lors de la nitrification. Selon Chang et Hao (1996), la combinaison des lectures du pH et du POR peut être utilisée pour ajuster la durée de chaque étape du procédé, dans le but d'optimiser les fonctions biologiques et en même temps de fournir une stabilité au procédé. Les travaux de Chang et Hao (1996) ont fourni des profils de pH et de POR pour la durée du cycle de traitement de leur système à l'étude.

1,8,2,3 pH et conductivité électrique de l'eau usée

Les rejets domestiques ont normalement des valeurs de pH près de la neutralité, ce qui correspond bien à l'intervalle de pH pour un traitement biologique optimal (pH 6,5 à 8,0). Les problèmes rencontrés sont souvent ceux d'inhibition de la nitrification à des pH acides (Meganck et Faup, 1988). Dans le bassin aérobie, le temps de rétention apparaît peu important

comparé au pH et aux concentrations d'oxygène dissous (Yeoman *et al.,* 1988). Pour un rendement efficace de l'enlèvement du P, le pH optimal se trouve entre 6 et 8 (Levin et Shapiro, 1965 ; Yeoman *et al.,* 1988).

Les travaux de Liu *et al.* (1996) ont démontré que le pH de la LM influence la métabolisation de l'acétate et le relargage du P par les micro-organismes. En ce qui concerne le rapport molaire du P relargué par acétate utilisé (P/Ac), il est d'environ 0,7 et 0,75 pour des pH respectifs de 5,5 et 6,5 et il accroît proportionnellement à 1,5 et 1,75 pour des pH de 6,5 et 8,5 pour des boues contenant 12 % et 8 % de P respectivement. Le pH acide décroît la métabolisation de l'acétate, tandis qu'un pH basique stimule trop le relargage du P, ce qui résulte en une augmentation de la consommation d'énergie pour la métabolisation de l'acétate. Comme compromis, un pH optimal de 6,8 à 7,0 est proposé pour la métabolisation anaérobie de l'acétate (Liu *et al.,* 1996).

Smolders *et al.* (1994b) ont démontré qu'à de faibles valeurs de pH il n'y a pas d'énergie utilisée pour le transport de l'acide acétique et le P relargué sert seulement à la conversion de l'acide acétique en acétyl-CoA. Leurs résultats montrent que le pH influence grandement le processus de relargage du P, et peut même déterminer la fraction des OAP dans la boue et l'efficacité globale du procédé.

La conductivité ionique est un moyen simple et peu coûteux de contrôler le relargage du P et sous certaines circonstances, le relargage des phosphates (Maurer et Gujer, 1995). En effet, le potentiel d'oxydo-réduction est relativement difficile à interpréter et le pH dépend de la capacité tampon du système. La conductivité permet d'identifier le début et la fin du relargage du P dans les systèmes RBS incluant une phase anaérobie. Les recherches de Maurer et Gujer (1995) en système RBS effectuant l'enlèvement du P ont démontré que la conductivité baisse légèrement pendant la nitrification de l'ammonium. Par contre, en phase anaérobie la conductivité augmente brusquement et constamment pendant le relargage des polyphosphates intracellulaires. Enfin, un plateau est atteint dans les valeurs de conductivité lorsque le substrat disponible est épuisé ou que les $P_{poly\text{-}P}$ intracellulaires mobiles sont pauvres.

Les inconvénients de cette méthode sont principalement : l'incapacité à distinguer la dénitrification du relargage du P ; elle ne peut être utilisée pour connaître les concentrations

absolues de P ; la salinité de l'eau usée doit être faible pour obtenir un signal avec de bonnes variations dans le temps ; et que le signal par rapport au bruit de fond est faible, ce qui rend difficile la détermination exacte des concentrations (Maurer et Gujer, 1995). La méthode est donc qualitative.

1,8,2,4 Température de l'affluent

Il est certain que des températures élevées (plus de 20 °C) ne peuvent qu'être bénéfiques pour l'efficacité du système, cependant, lorsque la température de l'eau des bassins est moins de 10 °C, l'efficacité d'EBP est sujette à baisser. McClintock *et al.* (1993) ont démontré que l'enlèvement biologique du P n'est pas possible à 10 °C si le TRS est de moins de 5 j. Marklund et Morling (1994) ont soumis à des essais une technique d'élimination biologique du P à basse température dans une usine de traitement des eaux usées située près du cercle polaire arctique. Des concentrations de moins de 1 mg/L de P ont pu être obtenues à 5 °C et plus, par contre le traitement à 4 °C entraîne une augmentation des concentrations en P à l'effluent traité (2 mg/L). Une solution à l'augmentation de l'efficacité de l'EBP à basse température (5 °C) est d'augmenter le TRS (Sell *et al.*, 1981).

Jones et Stephenson (1996) ont déterminé qu'à moins de 5 °C la déphosphatation est inhibée ainsi qu'à 45 °C. En effet, les bactéries sont encore actives à 42,5 °C, mais toute déphosphatation est inhibée à 45 °C. Ils ont calculé le rendement de la déphosphatation selon un coefficient de température, qui indique combien de fois le taux d'un procédé augmente si la température est augmentée de 10 °C, leur équation de calcul est :

$$Q_{10} = \frac{\text{Taux à T °C + 10°C}}{\text{Taux à T °C}}$$

Leurs résultats du taux de relargage de P en anaérobie montrent que le coefficient de température (Q_{10}) varie selon la température et selon la température initiale d'acclimatation des bactéries à l'EBAP. Ils ont conclu que la température a un effet significatif sur le relargage anaérobie du P et sur la métabolisation aérobie subséquente dans les systèmes de rehaussement de l'EBP et que la température optimale est de 30 °C.

1,8,2,5 Présence des métaux lourds dans l'eau usée

Les concentrations en métaux lourds dans les eaux usées proviennent principalement des rejets industriels. Des teneurs élevées peuvent entraver le bon fonctionnement du traitement par la biomasse des usines. L'acclimatation des bactéries aux cations métalliques peut provoquer un changement dans les espèces bactériennes et une diminution du taux de croissance maximum (Tyagi, 1985).

La présence des métaux lourds peut aussi affecter le taux de relargage et d'utilisation du P. Hascoet *et al.* (1985) ont étudié l'effet du Cu dans des boues déphosphatantes d'un système de laboratoire en continu effectuant l'EBP. Selon leurs résultats, la concentration maximale tolérable avant la diminution de l'efficacité du système est de 1 mg Cu/L. En outre, ils ont étudié les doses maximales tolérables pour le Cd, le Ni, le Zn et le Pb, qui sont respectivement de 10, 5, 10 et 100 mg/L. Les facteurs influençant l'inhibition ou non des métaux lourds dans un système sont : la concentration du métal, les espèces bactériennes en présence, le procédé de traitement, les teneurs des autres métaux lourds présents et le métal en question.

1,8,2,6 Dilution ponctuelle de l'affluent

Une dilution ponctuelle de l'affluent pendant les crues printanières ou une forte pluie peut entraîner des conditions non favorables au relargage du P en zone anaérobie. Un changement dans les espèces de la population bactérienne peut être la cause de la diminution de la performance du système. Okada *et al.* (1992) ont investigué la stabilité de la capacité de l'enlèvement du phosphore et de la population des OAP sous l'effet de courtes variations dans la composition de l'affluent (simulation d'une pluie). La performance de l'EP s'est détériorée en 3 j et plus d'une semaine a été nécessaire pour recouvrir les capacités initiales.

1,8,2,7 Sédimentation des boues

Le succès d'un système à boues activées dépend fortement de la performance finale de clarification de l'effluent, en pratique il s'agit de la sédimentation des boues. Toute particule en suspension dans l'effluent traité constitue un facteur de pollution supplémentaire pour le réseau hydrique naturel recevant les eaux traitées (Meganck et Faup, 1988). D'ailleurs, une

séparation inefficace des phases solide et liquide réduit les rendements d'enlèvement du P du système.

Gonflement des boues

La dénitrification des nitrates pendant la phase de décantation peut entraîner un gonflement des boues et par conséquent, la présence de solides dans l'effluent. En effet, les organismes dénitrifiants utilisent les nitrates comme électron final accepteur en absence d'oxygène dissous, ce qui produit des bulles de N_2 et N_2O et peut causer une flottaison *in situ* (Meganck et Faup, 1988). La prévention de la dénitrification pendant la sédimentation des boues peut être obtenue de plusieurs façons : la réduction de la concentration en nitrates dans l'effluent, en effectuant la dénitrification pendant les étapes de traitement du système ; en réduisant le temps de résidence des solides pendant la période de décantation ; en soutirant les boues en anoxie avant que la flottation apparaisse (Meganck et Faup, 1988).

Foisonnement des boues

La présence d'organismes filamenteux n'implique pas toujours le foisonnement des boues. En effet, Wanner (1992) a voulu comparer la biocénose de réacteurs en continu et en batch (RBS). Les deux réacteurs ont été alimentés en eau usée synthétique contenant : 1000 mg/L DCO (peptone, glucose éthanol et acide acétique), 50 mg/L N et 15 mg/L P. Des bactéries filamenteuses ont été abondamment observées dans le RBS, alors que très rarement dans le système de boues activées en continu. Cependant, l'indice de volume des boues était entre 100 et 200 mL/g pour le système en continu et de moins de 100 pour le RBS, ce qui indique une très bonne décantation pour ce dernier. En effet, l'observation au microscope des boues du système RBS a démontré que les flocs étaient très denses (1 mm de diamètre) et que cette compacité a annihilé le risque de foisonnement par les bactéries filamenteuses.

1,8,2,8 Taux d'utilisation de l'oxygène

L'effet du taux d'utilisation de l'oxygène (TUO) sur l'efficacité de la déphosphatation biologique est aussi à considérer dans le design d'un système. Temmink *et al.* (1996) ont démontré que dans un système pilote effectuant l'EBAP, le taux d'emmagasinement aérobie

du P est fortement relié à la teneur en PHB. En effet, si la charge organique se trouve diminuée alors une carence en PHB survient et le processus de relargage anaérobie de P et d'emmagasinement aérobie subséquent est compromis. Le bon fonctionnement du système dépend alors du temps d'aération et de la charge organique induits au réacteur. L'impact négatif d'une aération excessive sur l'efficacité d'un système d'EBAP a été étudié par Brdjanovic *et al.* (1998a) et ils émettent que la cause de cette détérioration de l'enlèvement du P provient d'une baisse graduelle des réserves intracellulaires de PHB. Dans de telles conditions et en présence de substrat, le P sera relargué mais ne pourra être complètement emmagasiné lors de la phase aérée. On retrouve ces conditions, à l'échelle réelle, en période de fin de semaine ou lors d'averses importantes, l'aération est donc un important paramètre à contrôler en fonction de la charge organique entrant dans le système.

1,8,3 Traitement des eaux usées de source agro-alimentaire en système RBS

Schaack *et al.* (1985) ont examiné la situation des stations d'épuration quant à la pollution par le P. Leurs données proviennent des résultats de mesure de l'Agence de bassin Loire-Bretagne. Ils ont calculé que dans les stations d'épuration des eaux domestiques, les teneurs en P_t varient de 17,5 à 23 mg/L, ce qui est supérieur aux valeurs données par la littérature internationale (environ 10 mg/L). Ils ont aussi examiné les données des eaux usées provenant d'abattoir et de laiterie :

- ◊ abattoir: les concentrations de P observées de 76 bilans, vont de 5,4 à 101 mg/L ; le quart des valeurs se situent entre 20 et 30 mg/L et la tranche de 30 à 40 mg/L regroupent le cinquième des données et la moyenne est de 41 mg/L ; la moyenne des rendements est de 61 %, mais seulement le quart des résultats ont des valeurs situées entre 70 et 80 % ;
- ◊ laiterie: les 164 bilans disponibles vont de 6,9 à 113,8 mg P /L : les deux tiers des valeurs se situent entre 10 et 50 mg/L et la moyenne est de 43 mg/L : le quart des valeurs ont montré un rendement d'épuration se situant entre 70 et 80 %, avec une moyenne de 56 %.

L'étude du rapport des charges en P et en DCO (P/DCO) dans les effluents permet d'évaluer le rendement de la station d'épuration. En effet, au cours du traitement aérobie, les bactéries dégradent la matière organique pour accroître la biomasse (Schaack *et al.,* 1985). Le P servant à la fabrication de cellule entraînera une diminution de la DCO (ΔDCO), qui représente la différence de charge en DCO avant et après traitement. Le traitement peut alors être caractérisé par le rapport ΔP/ΔDCO, qui exprime la fabrication de biomasse par rapport à l'énergie utilisée. Le rendement théorique est donnée à l'aide de ce rapport. Par exemple, si le rapport ΔP/ΔDCO de la boue activée est de 1/100 et que les charges P/DCO dans l'affluent est de 3 %, la boue activée ne peut que théoriquement enlever 30 % du P (avec environ 90 % de la DCO éliminée ; Schaack *et al.,* 1985).

1,8,3,1 Eaux usées des abattoirs

Les opérations dans les abattoirs produisent de grandes quantités d'eaux usées qui contiennent des concentrations élevées de solides en suspension, de matière organique, d'azote et de phosphore. Les principaux objectifs du traitement de ces eaux usées sont la réduction de la DCO, la remobilisation complète de l'azote par la nitrification et la dénitrification et l'enlèvement du P (Subramaniam *et al.,* 1994). Subramaniam *et al.* (1994) ont traité ce type d'eau usée dans un système RBS, les rendements d'enlèvement de l'azote et du phosphore obtenus sont reliés au carbone disponible. En effet, dans le premier réacteur le rapport DCO :N :P est au minimum de 100 :4 :0,8 et au maximum de 100 :5 :1, tandis que dans le second réacteur les valeurs maximales des rapports sont de 100 :15 :3, ce qui est trop faible en carbone pour atteindre un EBP efficace. Le premier réacteur a montré des rendements variant entre 90 et 95 % pour l'enlèvement de la DCO, du TKN, du P_t et des MES. Tandis que le second réacteur a réussi à dégrader 70 % de la DCO, mais l'EBN n'a pas eu lieu, même après 105 j de fonctionnement.

1,8,3,2 Eaux usées de laiteries

Les effluents provenant des laiteries de fermes représentent une quantité relativement faible si on les compare à la production du fumier. Cependant, ces rejets sont une source de pollution non négligeable et sont en général très visible, car ils sont rejetés dans les fossés proches des bâtiments et des voies publiques. Les teneurs en nutriments sont estimées à 7 à 40 mg/L de P_t,

5 à 7 mg/L de $P_{soluble}$ et 3,3 à 6,5 mg/L de nitrates et plus de 540 000 vaches laitières ont été dénombrées au Québec en 1990 (Urgel Delisle et Associés, 1994).

Présentement, peu de producteurs traitent les eaux de lavage provenant de leur laiterie de ferme avant de les rejeter dans l'environnement. Ces eaux contiennent des résidus de lait, des produits de nettoyage, des désinfectants, ainsi que d'autres contaminants reliés à la circulation des travailleurs. Les eaux de lavage des laiteries de fermes contribuent à la pollution de l'eau par leur apport important en phosphore, en matière organique et en bactéries. Les quantités d'eau utilisées lors du nettoyage des équipements de manutention du lait à la ferme, sont évaluées entre 7 et 13 L/ vache-jour.

Lo *et al.* (1985) ont testé dans un RBS en aérobie l'enlèvement de l'azote total dans les eaux usées des fermes laitières. Un système pilote RBS de 200 L a été utilisé pour les essais de traitement de l'effluent provenant du lait produit par 45 vaches par cycle de production. Les composantes de cet effluent sont principalement l'eau de rinçage du lavage des bassins de lait, incluant les détergents et l'eau de lavage du plancher entraînant les excréments de vaches, le lait renversé et la nourriture. Le RBS a été opéré pendant environ 8 mois avec des cycles de 6 et de 4 h, pour les deux cycles l'étape de réaction est en aérobie pendant 3 h. Les résultats d'enlèvement sont de DBO-86,5 %, DCO-78,5 %, MES-90,8 % et TKN-61,8 %.

Les travaux de Lo *et al.* (1985) n'incluent pas l'analyse du P, qui est certainement très riche dans ce type d'eau usée, en outre le traitement en aérobie seulement ne semble pas assez efficace pour remobiliser l'azote (seulement 61,8 %). Un cycle séquentiel anaérobie/aérobie pourrait être une solution au bon enlèvement à la fois de l'azote, du phosphore et de la DCO. Les compositions des eaux usées primaire et secondaire de laiteries, ainsi que celles des porcheries ont été analysées par Tanner (1994). Les résultats sont présentés au Tableau 1,5. On remarque que l'azote est présente de façon dominante dans les eaux usées primaires de laiterie et de porcherie sous forme d'ammonium.

Tableau 1,5 Composition moyenne (g/m^3) des eaux usées de laiteries et de porcheries

Paramètres (mg/L)	Porcherie (n* = 9)	Laiterie primaire (n = 9)	Laiterie secondaire (n = 9)
MES	706	76	218
DBO	321	59	40
TKN	302	100	25
NH_3-N	222	97	0,52
NO_3-N	0,007	0,007	1,1
P_t	55,4	17,2	9
$P_{dissous}$	27,2	13,6	5,8
Sulfures	0,023	0,88	0,021
K	119	106	63
Na	77	33	27
Cu	0,21	0,03	0,00
Conductivité (µS/cm)	2640	1600	590
pH	7,9	6,9	8,0
Oxygène dissous	0,76	1,08	6,9

* *n = nombre d'échantillons.*

Source: Tanner (1994).

1,8,3,3 Eaux usées des porcheries

Les concentrations élevées en animaux dans les secteurs agricoles ne permettent pas l'épandage de tout le fumier excrété (Bortone *et al.*, 1992). Considérant les caractéristiques chimiques des fertilisants (teneur élevée en matière organique et en nutriments), les procédés de traitement doivent fournir l'enlèvement de la DCO, de l'azote et du P. Les travaux de Bortone *et al.* (1992) ont démontré que les systèmes RBS sont des outils flexibles et efficaces pour traiter les eaux usées des porcheries, qui présentent de fréquents changements dans leur composition, donc dans les conditions d'opération du procédé. Leurs résultats ont aussi montré que le procédé peut être contrôlé par le POR comme paramètre de référence. Les performances de traitement ont atteint des rendements d'enlèvement de 93 % DCO, 93 % N_{total} et 95 % de P. Cependant, les normes italiennes étant très strictes, l'effluent nécessiterait d'être traité de nouveau pour rencontrer les indications réglementaires. Les TRS fixés (34 et 28 j) ont permis l'atteinte d'une bonne nitrification.

1,8,3,4 Eaux usées de l'industrie de la transformation de la pomme de terre

Le secteur de la transformation des fruits et légumes compte environ 70 entreprises au Québec et procure de l'emploi à 4 500 personnes. Ce secteur est caractérisé par la présence élevée de petites et moyennes entreprises (PME). La majorité des entreprises du secteur de la transformation des fruits et légumes prévoit un certain développement soit : d'augmenter le volume des ventes, de développer de nouveaux marchés ou d'agrandir les sites de production.

Depuis 1960, la consommation de pommes de terre transformées a considérablement augmentée au détriment de la pomme de terre fraîche, grâce au développement de nouveaux produits à utilisation ou cuisson rapide comme les croustilles, les frites, les pommes de terre prépelées, en conserve, en flocons, etc. (Ministère de l'Environnement et de la Faune, 1996b).

Au Québec, 452 producteurs de pommes de terre ont cultivé une superficie de 18 300 hectares et ont récolté 392 000 tonnes de pommes de terre en 1994, soit 11,1 % de la production canadienne. Le Québec a exporté principalement aux États-Unis près de 12 700 tonnes de pommes de terre de table pour l'année 1993-94. La province compte sur son territoire, en 1994, une quarantaine d'usines de transformation de la pomme de terre (excepté la région de la CUM). Ces industries se retrouvent dans presque toutes les régions de la Montérégie, de la Mauricie-Bois-Francs et de Québec (Ministère de l'Environnement et de la Faune, 1996b).

Les effluents d'industries de la transformation de la pomme de terre contiennent les éléments nutritifs nécessaires à un traitement biologique et leurs proportions sont très proches de celles qui sont considérées optimales (DBO_5 /N /P de 100 /5 /1). En effet, en supposant qu'un gramme de matière sèche de pomme de terre contribue à 0,45 g de DBO_5 et en se basant sur sa composition, on obtient un rapport d'éléments nutritifs de 100 /6,2 /0,64 (Ministère de l'Environnement et de la Faune, 1996b). Les principaux contaminants rejetés par l'industrie de la transformation de la pomme de terre sont des matières organiques provenant majoritairement de l'amidon contenu dans le tubercule.

Les industries hors-réseau ne peuvent jeter leur effluent directement dans les cours d'eau, car les matières organiques seront décomposées par les micro-organismes et la dégradation de la matière organique sous des conditions d'anoxie favorise la production de gaz nocifs comme le

sulfure d'hydrogène et le méthane tout en créant des odeurs semblables à celles d'une fosse septique (Ministère de l'Environnement et de la Faune, 1996b). En outre, les huiles et graisses contenues et le pH basique ont un effet négatif sur la vie aquatique.

Au Québec, environ 60 % des entreprises de transformation de la pomme de terre déversent leurs eaux usées au réseau d'égout municipal. Ces eaux résiduaires sont facilement biodégradables par voie biologique et n'ont pas lieu d'être considérées comme toxiques. Actuellement, dans la province les traitements biologiques les plus répandus dans l'industrie des pommes de terre (pour les usines hors-réseau) sont les RBS, les fosses septiques suivies d'éléments épurateurs pour les petites entreprises ainsi que l'irrigation sur les champs (Ministère de l'Environnement et de la Faune, 1996b). Les propriétés avantageuses des RBS ont été mentionnées précédemment. Les industries en réseau doivent avoir une entente avec la municipalité si le débit ou la charge organique représente plus de 10 % du débit d'eau total ou de la charge organique totale à épurer par municipalité, ainsi que des limites à respecter pour les rejets de différents paramètres, tels que : débit, DBO_5, MES, huiles et graisses, pH (Ministère de l'Environnement et de la Faune, 1996b).

1,8,3,5 Eaux usées provenant de la fabrication de produits laitiers

La biodégradabilité des eaux usées se traduit par un rapport DBO_5 /DCO compris entre 0,3 et 1,0. Au Québec, les eaux usées provenant de l'industrie laitière ont un rapport DBO_5/DCO variant entre 0,3 et 0,8, mais il se situe généralement autour de 0,5 (Ministère de l'Environnement et de la Faune, 1996c). En outre, le rapport DBO_5 /N /P est de 100 /5,3 /4,7 pour l'industrie laitière au Québec, il n'est donc pas nécessaire d'ajouter de l'azote, par contre le P est élevé. Par conséquent, l'effluent de l'industrie laitière rencontre les conditions requises pour un traitement biologique, le pH doit être neutralisé avant le traitement s'il n'est pas dans l'intervalle 6,5 à 7,5.

Actuellement au Québec, les traitements biologiques les plus répandus dans le secteur de l'industrie laitière sont les RBS, les réacteurs en anaérobie suivis d'étangs aérés et les fosses septiques suivies d'éléments épurateurs pour les petites entreprises hors-réseau (Ministère de l'Environnement et de la Faune, 1996c). Habituellement dans un système RBS, le cycle de fonctionnement au Québec est d'une durée de 24 h. Le traitement en RBS gagne de la

popularité dans le traitement des eaux usées laitières, car il peut supporter des fluctuations de débit et de charge organique tout en maintenant une épuration efficace des rejets (Ministère de l'Environnement et de la Faune, 1996c). Présentement, le traitement dans des fosses septiques combinées à des éléments épurateurs est largement utilisé au Québec pour les petites entreprises. La norme de rejet de la DBO_5 pour les installations de traitement autonome des industries hors-réseau est de 30 mg/L et de 1 mg/l pour le P (Ministère de l'Environnement et de la Faune, 1996c).

La plupart des usines de traitement des eaux usées (concentrations en nutriments : en moyenne de 60 à 100 mg P/L, 2 100 mg/L DCO totale, 57 mg/L TKN) provenant de l'industrie des produits laitiers utilisent des procédés biologiques, car le matériel organique de ce type de rejets est composé de gras, de lactose et de protéines, qui sont facilement biodégradés par les micro-organismes (Samkutty *et al.*, 1996).

1,9 Problématique spécifique reliée aux travaux de la thèse

Nous avons précédemment mentionné que les eaux usées provenant de la fabrication de produits laitiers sont concentrées, principalement, en DCO, P, N, huiles et graisses et matières en suspension (Ravindran *et al.*, 1997). L'historique du traitement de ces eaux usées a été sommairement décrit par Ravindran *et al.*, 1997. Globalement, des recherches ont été réalisées récemment sur les systèmes de pré-traitement des eaux usées (par coagulation et sédimentation - Kasapgil *et al.*, 1994; pré-traitement chimique - Rusten *et al.*, 1993) et les systèmes de traitement secondaire (lit fluidisé - Gough et McGrew, 1993; RBS - Samkutty *et al.*, 1996).

D'autres études ont porté sur le traitement biologique des eaux usées de laiteries, notamment : Orhon (1998) a identifié des coefficients stoechiométriques pour la modélisation du traitement biologique de différents types d'eaux usées industrielles dont celles des produits laitiers; Lo *et al.* (1985) ont atteint des rendements d'enlèvement de la DCO de 79 % en système RBS aérobie mais n'ont pas étudié l'enlèvement de l'N et du P; Donkin et Russel (1997) ont traité une eau usée synthétique à base de poudre de lait et de beurre en système AAO (anaérobie/anoxie/aérobie), ils ont atteint des rendements d'enlèvement de 90 % pour la DCO, de 65 % pour l'N et de seulement 29 % pour le P, des problèmes de foisonnement des boues

ont été observés; Goronszy (1990) a aussi rencontré des problèmes de foisonnement des boues dans son système de boues activées cyclique traitant une eau usée de laiterie.

Les travaux de recherche de Samkutty *et al.* (1996) ont porté sur le traitement des rejets de produits laitiers dans un système RBS. Leurs résultats de traitement concernaient la DBO, la DCO, les solides totaux (ST) et les MES, ils ont obtenu des réductions de l'affluent à l'effluent variant de 93 à 97 % pour la DBO, la DCO et les MES contre 76 % pour la réduction des ST. L'enlèvement de l'azote et du P n'a pas été investigué dans leurs travaux.

La plupart des méthodes développées sont de nature biologique et ont principalement analysé l'enlèvement de la DBO et de la DCO, alors que l'enlèvement de l'azote et du P ont été moins étudiés. Danalewich *et al.* (1998) ont d'ailleurs noté que la plupart des publications produites depuis les années 1980 tiennent peu compte de l'enlèvement des nutriments dans les procédés développés. Comeau *et al.* (1996, 1997) ont innové en étudiant l'enlèvement à la fois de la matière organique, de l'azote et du phosphore des eaux usées d'une fromagerie en système RBS, leurs travaux sont ci-après décrits.

Comeau *et al.* (1996) ont traité les eaux usées d'une fromagerie en système RBS, afin de comparer leurs résultats avec ceux du système *in situ* de l'usine, qui consiste en un bassin tampon anaérobie, suivi de digesteurs anaérobies de type UASB et de lagunes aérées. L'enlèvement du P a été accompli avec plus de succès dans le RBS en utilisant l'eau du bassin tampon anaérobie, dans lequel un haut niveau d'AGV était produit (1 230 mg HAc/L), au lieu de traiter l'eau directement à la sortie du digesteur anaérobie. L'effluent traité contenait moins de 5 mg/L d'orthophosphates et la masse de P contenu dans la biomasse était de 5 % (g P/g MVES), ce qui prouve la présence des OAP et non un simple métabolisme normal du P.

Comeau *et al.* (1997) ont par la suite investigué le potentiel de déphosphatation biologique d'un effluent de fromagerie par une série de deux RBS de taille pilote. Les eaux usées traitées au pilote proviennent de l'usine d'Agropur (Notre-Dame-du-Bon-Conseil), elles sont composées de 3 200 mg DCO totale/L, 2 200 mg DCO filtrée/L, 560 mg MES/L, 37 mg nitrates-N/L, 67 mg P_t/L et une température de 34 °C. Un premier RBS de 1,5 m³ est alimenté en continu, ce bassin sert de réservoir d'égalisation et pour la production des AGV. Les

conditions d'opération de ce RBS sont : TRS - 3,3 j, TRH - 18 h, température - 31 °C. La transformation de la matière organique en AGV a atteint 36 % (g AGV-DCO/g DCO). À noter qu'environ 30 % de ces AGV produits sont consommés par la dénitrification.

Le second RBS a servi principalement pour la déphosphatation biologique, son volume utile est de 1,8 m³ et est opéré à un TRH de 48 h, un TRS de 19 j et une température de 30 °C. Les résultats de la déphosphatation biologique ont été étudiés en fonction de la provenance de l'eau d'alimentation, soit du bassin tampon de l'usine ou du premier RBS de fermentation. Le traitement de l'effluent du bassin tampon de l'usine a résulté en une teneur en P dans la LM totale de 2 % (g P/g MVES). Tandis que le changement de l'eau d'alimentation du bassin tampon de l'usine pour celle du RBS de production d'AGV, a augmenté la teneur en P de la biomasse à 3 %. L'enlèvement des nutriments obtenus par les deux RBS est de 97 % pour la DCO totale, 93 % pour les MES et de 88 % pour le P_t, ce qui correspond à une teneur de 8 mg P/L à l'effluent. Les auteurs ont émis qu'une optimisation des conditions d'opération devrait permettre de réduire encore plus le P à l'effluent.

En général, dans la littérature scientifique, peu de travaux ont portés à la fois sur le traitement des eaux usées provenant de la fabrication de produits laitiers en système RBS anaérobie /aérobie et sur l'étude et l'optimisation des paramètres inhérents au système, tels que le TRS, les mécanismes d'enlèvement du P et autres. Nous avons donc choisi d'orienter nos recherches vers l'étude et l'optimisation du traitement en système RBS des eaux usées riches en nutriments de type agro-alimentaire, d'abord en utilisant une eau usée synthétique puis en prélevant directement les eaux usées d'une usine de produits laitiers (fromagerie). Les différents paramètres optimisés et la problématique spécifique à chacun sont explicités dans cette section.

Nos travaux sur l'étude et l'optimisation du traitement des rejets de l'industrie des produits laitiers seront utiles à l'avancement des connaissances et de la recherche appliquée dans le traitement des eaux usées agro-alimentaires.

Le choix d'un système RBS pour le traitement des eaux usées à l'étude est fondé sur sa souplesse d'opération qui permet de diviser le cycle de traitement en plusieurs étapes en fonction des teneurs à rencontrer dans l'effluent traité. Outre le traitement des eaux usées

municipales, les systèmes RBS peuvent être utilisés pour le traitement de tout type d'affluent. Le cycle étant ajusté selon la composition de l'eau usée. Par exemple, des eaux usées huileuses devront d'abord subir un traitement par flottation, afin d'éliminer les huiles et graisses pouvant inhiber la croissance et le traitement biologique subséquent. Par sa souplesse d'opération et les multiples possibilités de variations des cycles, le RBS est un candidat idéal pour traiter les eaux usées des rejets agro-alimentaires. Spécifiquement, si ces eaux ont une composition riche en P, telles les eaux usées provenant de la production de produits laitiers, des manufactures d'amidon, de la finition des métaux (Vinçonneau *et al.,* 1985), du traitement de la pomme de terre et des eaux de ruissellement des terres fertilisées. En outre, les usines peuvent se munir de leur propre système RBS au lieu de rejeter leurs effluents dans le réseau d'égouts municipal, car les RBS peuvent être dimensionnés selon les débits journaliers à traiter.

Les différents paramètres étudiés et optimisés dans la cadre de la thèse sont présentés dans les sous-sections suivantes.

1,9,1 Étude de l'effet de la variation du TRS sur l'enlèvement des nutriments dans les systèmes de traitement biologique

Dans les systèmes d'enlèvement biologique des nutriments, le comportement des composés qui sont emmagasinés dans les cellules (PHA [PHB+PHV], poly-P, glycogène) est dynamique et déterminé par leur conversion pendant le cycle (anaérobie /aérobie) (Brdjanovic *et al.*, 1998b). La teneur en PHB des cellules est l'un des principaux facteurs qui déterminent le rendement du procédé pendant la phase aérobie et elle dépend de la concentration de biomasse dans le réacteur (Smolders *et al.*, 1995b). En fait, la teneur en PHB peut être contrôlée par l'apport en substrat (acétate) et par le TRS (Brdjanovic *et al.*, 1998b). Si l'apport en substrat est relativement constant, alors la variation du TRS permet de gérer la concentration de biomasse dans le réacteur et la fraction de PHB dans la biomasse (Smolders *et al.*, 1995b). Un TRS élevé implique une augmentation de la concentration de biomasse dans le réacteur et une diminution de la teneur en PHB due à une augmentation de la contribution pour la maintenance des cellules (Smolders *et al.*, 1995b).

La littérature scientifique portant sur l'étude du TRS dans différents systèmes biologiques remonte aux années soixante, les résultats des travaux des différents auteurs sont brièvement reportés dans le Tableau 1,6.

Tableau 1,6 Synthèse des travaux portant sur l'étude du TRS dans les systèmes de traitement biologique des eaux usées

Auteurs	Année de publication	Type de système de traitement	Type d'eau usée	TRS étudiés (jours)	Conclusions
Jenkins et Garrison	1968	BAC	domestique	4,8-9,4	Le TRS peut être utilisé dans la conception, le contrôle et l'opération des usines de BAC.
Sherrard et Schroeder	1972	BAC	synthétique	2-18	L'enlèvement de la DCO n'est pas relié au TRS du système à des TRS variant entre 2 et 18 j.
Saunders et Dick	1981	BAC	mélange d'une eau usée domestique et d'une synthétique	0,8-4,8	L'accroissement du TRS augmente la qualité de l'effluent par la baisse de matière organique particulaire et dissoute.
Kerdachi et Roberts	1983	BAC	municipale	8, 20, 38, 69 j	Le rendement d'enlèvement du P à des TRS de 69, 38, 20 et 8 j sont respectivement de 94, 92, 86 et 60 %. Les efficacités d'enlèvement étant relativement faibles pour les TRS de 20 et 8 j, ils ont supposé que d'autres facteurs devaient influencer le rendement de l'EBP, car des rendements supérieurs ont été obtenus depuis avec des TRS de moins de 20 j. Composition de l'affluent (mg/L) : P_t 10,5 ; DCO 780 ; $P_{soluble}$ 5 ; DBO 390 ; TKN 55 ; NH_4 30 ; Mg 12 ; Ca 28 ; Fe 0,2 ; Alcalinité 195 mg $CaCO_3$/L ; pH 6,8 ; TKN /DCO 0,07.
Knocke et Zentkovich	1986	BAC	synthétique	4-16	Le TRS optimal pour les caractéristiques optimales de déshydratation des boues et égal ou supérieur à 8 j.
Reddy *et al.*	1987	Bardenpho	municipale	21-26	Les teneurs en P_t dans les boues ont augmenté lorsque le TRS varie de 21 à 26 j (Figure 1,5)
Okada *et al.*	1991	RBS	synthétique	25 j et infini	Les OAP n'était pas présents à un TRS de 25 j et un TRS infini a été nécessaire pour maintenir la biomasse

Auteurs	Année de publication	Type de système de traitement	Type d'eau usée	TRS étudiés (jours)	Conclusions
					déphosphatante.
McClintock *et al.*	1991, 1993	BAC (AN/AX /AE)	municipale	1,5, 2,7, 5 et 15 j	Le % P/MVES LM est un bon indicateur de l'enlèvement du P. Ils ont observé un lessivage des OAP au TRS de 5 j à 10 °C et retour à la normale à 20 °C. Ils recommandent de favoriser des TRS plus élevés pour limiter la production de boues.
Shao *et al.*	1992	BAC	municipale		L'EBAP à des TRS de moins de 3 j est éliminé et le P_t dans la boue décroît de 4,6 % (sur une base de solides en suspension) à 3 %, lorsque le TRS est changé de 3 à 1,5 j. Ils ont donc suggéré que les OAP étaient lessivés à un TRS de 1,5 j.
Matsuo	1994	BAC (EBAP)	synthétique	0,9, 4,6, 6,3, 6,4 j	Il a investigué l'effet de l'augmentation du TRS en anaérobie sur le rendement de l'enlèvement biologique du P et énoncé que l'EBAP augmente avec le TRS car les OAP sont probablement plus compétitives pour le substrat à un TRS plus élevé que les autres organismes hétérotrophes qui sont capables d'utiliser le substrat en anaérobie. Ces compétiteurs sont principalement les organismes hétérotrophes aérobies qui sont capables d'utiliser le substrat en anaérobiose. L'augmentation du TRS peut probablement fournir des conditions non favorables à la survie de ces compétiteurs.
Smolders *et al.*	1995b	RBS	synthétique	5 et 20 j	Développement d'un modèle métabolique de l'EBP : effet du TRS. Croissance maximale atteinte au TRS de 3 j. Perte d'activité des OAP à un TRS < 2,9 j.
Chuang *et al.*	1997	BAC combiné à un bio-film	synthétique	5, 10, 12, 15 j	Le TRS influence fortement l'enlèvement du P et de l'N, par contre l'enlèvement de la DCO est stable aux différents TRS étudiés.
Ra *et al.*	1997	Système en « batch » à quatre étapes	lisier de porc	17 et 47 j	Les rendements d'enlèvement de la DCO et de l'N ont atteint plus de 80 % à un TRS de 17 j, puis au TRS de 47 j, le rendement a diminué à 58 %, cela est causé par la présence de matières en suspension résiduelles

Auteurs	Année de publication	Type de système de traitement	Type d'eau usée	TRS étudiés (jours)	Conclusions
					dans l'effluent traité.
Brdjanovic *et al.*	1998b	RBS	synthétique	8, 16, 32 j	Ils ont déterminé que le TRS aérobie minimal requis pour oxyder les composés PHA emmagasinés dépend de la cinétique de conversion des PHA et de la capacité d'emmagasinement en anaérobie.

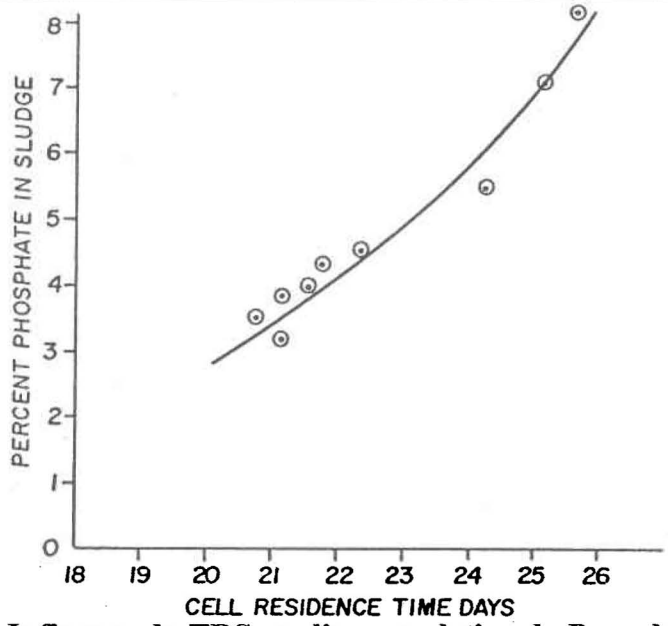


Figure 1,5 Influence du TRS sur l'accumulation du P par les OAP (Reddy *et al.*, 1987)

L'étude de l'effet du TRS en système RBS a été réalisé en 1991 et 1998(b) par Okada *et al.* et Brdjanovic *et al.* respectivement en utilisant des eaux usées synthétiques. Le traitement d'une eau usée de type agro-alimentaire (lisier de porc) dans un système en « batch » à quatre étapes couplé à l'étude de la variation du TRS a été expérimenté par Ra *et al.* en 1997. Seul les rendements d'enlèvement de la DCO et de l'N ont été reporté, le P n'a pas été suivi dans le cycle. Ils ont cependant poursuivi leurs travaux (Ra *et al.*, 1998) sur le traitement du lisier de porc mais cette fois en système RBS à deux étapes (deux réacteurs) et en concentrant leurs efforts sur le développement d'une méthode de contrôle en temps réel du réacteur à l'aide du « monitoring » du pH et du potentiel oxydo-réducteur. Leurs essais à un TRS fixé de 10 j dans leur système ont permis d'atteindre des rendements moyens d'enlèvement de la DCO, de l'N et du P supérieurs à 93 %.

Certaines autres publications apportent des éléments supplémentaires sur l'effet du TRS dans les systèmes de traitement biologique :

- ◊ Orhon et Artan (1994) énoncent qu'un TRS optimal permet de produire une biomasse floculée qui sédimente bien et que les propriétés strictes d'une bonne décantation sont atteintes avec un TRS minimal de 3 j. Par contre, les systèmes employant des TRS supérieurs à 15 j obtiennent des boues plus minéralisées, ce qui favorise la déshydratation finale sans stabilisation;
- ◊ Randall *et al.* (1992) suggèrent un TRS entre 3 à 60 j pour un bon enlèvement du P, que le procédé n'est pas stable dans les rendements d'enlèvement des nutriments avec un TRS de moins de 3 j et que pour obtenir un effluent clair et sans P, un TRS de plus de 6 j est suffisant, mais devra être augmenté si les températures sont plus froides pour permettre la nitrification;
- ◊ Comeau 1990 émet que les bactéries nitrifiantes ont un faible taux de croissance en eau froide et qu'un TRS de 20 j s'avère nécessaire pour une nitrification efficace de l'ammoniaque;
- ◊ Okada *et al.* (1992) recommandent un TRS de plus de 20 j pour favoriser un rendement efficace de l'EBAP;
- ◊ Lesouef *et al.* (1990) ont énoncé que l'objectif principal d'augmenter le TRS (entre 15 et 20 j) est de maintenir les cultures mixtes stables. Pour cela, le taux de croissance des bactéries hétérotrophes doit être ramené, par diminution de la charge carbonée, au même taux que celui des bactéries autotrophes.

Malgré l'étendue de la littérature scientifique sur l'effet du TRS, l'étude spécifique de l'optimisation de l'enlèvement des nutriments (DCO, N, P) d'une eau usée de type agro-alimentaire en système RBS et de l'effet de la variation du TRS sur les rendements d'enlèvement est peu documentée. Nos recherches devraient donc permettre d'éclaircir les connaissances sur le sujet et d'atteindre notre objectif principal qui est d'optimiser le traitement global des eaux usées de type agro-alimentaire en système RBS.

Afin de maximiser l'enlèvement biologique amélioré du P par les OAP dans notre système, ainsi que l'enlèvement de la DCO et du TKN, nous avons choisi d'optimiser le TRS en RBS pour le traitement d'une eau usée synthétique riche en nutriments et par la suite d'une eau usée agro-alimentaire réelle. Ces deux phases de nos travaux nous permettront de comparer les résultats de l'effet du TRS sur l'enlèvement des nutriments avec une eau usée synthétique et une réelle.

1,9,2 Étude des mécanismes d'enlèvement du P dans les systèmes effectuant l'enlèvement amélioré du P appliquée au traitement d'une eau usée agro-alimentaire

Nous avons déjà mentionné que l'enlèvement du P dans un système de traitement biologique est réalisé de trois principales façons : 1) l'utilisation par la biomasse pour les besoins en énergie de base, la croissance et la reproduction; 2) l'accumulation en excès par les OAP; 3) la précipitation ou l'adsorption avec les solides de la boue. Les deux premiers processus ont été largement présentés dans ce chapitre et le phènomène de précipitation/adsorption (sans ajout de produits chimiques) du P dans les boues est ci-après décrit.

Le processus de précipitation/adsorption du P dans les boues

Certaines conditions présentes dans le réacteur peuvent accroître la précipitation du P dans les boues sous forme de phosphate de calcium (Ca) : de faibles concentrations en Al et en Fe éliminent la possibilité de précipitation de sels de P métalliques; un pH élevé en phase aérobie a un effet important sur la précipitation ou non du P, le pH optimal pour la précipitation de phosphate de Ca se situe entre 7,5 et 8,5 (Ferguson *et al.*, 1973). Car à un pH plus élevé, entre 8 et 9, le carbonate de calcium précipite et interfère avec la précipitation de phosphate de Ca.

Des concentrations élevées en phosphates dans la zone anaérobie peuvent aussi favoriser la précipitation si certaines conditions sont présentes : Ca $\geq$ 50 mg/L, pH $\geq$ 7,5 et des teneurs faibles en Mg (Arvin, 1983). Cette dernière condition s'explique par le fait que la présence de Mg^{2+} stabilise le produit intermédiaire ($Ca_2HPO_4(OH)_2$) et inhibe la crystallisation de l'apatite, un ratio molaire de Mg /Ca supérieur à 0,45 dans l'eau usée est nécessaire pour que l'inhibition soit significative (Arvin, 1983).

Wild *et al.* (1996) ont étudié les possibilités de fixation du P pendant la stabilisation des boues, dans un système effectuant l'EBAP; ils ont identifié certaines des possibilités de fixation du P, tels que la formation de struvite ($MgNH_4PO_4$.$6H_2O$) pendant la digestion des boues (ou encore de newberyite $MgHPO_4$. $3H_2O$, Abbona *et al.* 1986); l'adsorption d'orthophosphates à la surface des solides; la précipitation avec le calcium et la fixation avec les zéolites comme source d'aluminium.

La précipitation de phosphates de calcium dans les boues d'épuration est envisageable sous forme de brushite ($CaHPO_4$. 2 H_2O) ou d'hydroxyapatite ($Ca_5(PO_4)_3OH$), qui nécessite un rapport P :Ca d'au moins 3 :5, ce qui correspond à un ratio Ca /P de 1,67; Wild *et al.*, 1996). Dans les systèmes sursaturés en Ca /P, plusieurs formes de phosphates de calcium peuvent co-exister et la formation de brushite peut être considérée comme une des premières étapes de la formation d'apatite. Par contre, sa formation peut être inhibée par la présence de magnésium, qui stabilise le tricalcium phosphate (Carlsson *et al.*, 1997) ou précipite le P sous forme de struvite (le Mg doit cependant être élevé dans le milieu, Abbona *et al.,* 1986). Ils ont identifié, à pH 7 dans leur réacteur, un précipité de phosphate de Ca, qu'il ont désigné comme étant de la brushite car le ratio Ca :P, obtenu après examen au microscope électronique à balayage, était d'environ 1,15; ce ratio étant beaucoup trop faible pour que l'apatite précipite (Wild *et al.*, 1996). Certains composés de calcium de phosphate (en ordre de solubilité croissante; Abbona *et al.*, 1986) :

- ◊ hydroxyapatite $Ca_5(PO_4)_3OH$ (HAP)
- ◊ whitlockite $Ca_3(PO_4)_2$ (+ forme amorphe probable : $Ca_3(PO_4)_2$. *x* H_2O)
- ◊ octacalcium phosphate $Ca_4H(PO_4)_3$. 2,5 H_2O
- ◊ monétite $CaHPO_4$
- ◊ brushite $CaHPO_4$ 2 H_2O

Les principaux précipités de métaux-phosphates, en fonction du pH et des concentrations en Ca dans le milieu sont présentés à la Figure 1,6. Nous remarquons sur cette figure qu'une concentration de 100 mg/L de Ca dans le milieu ne laisse que 0,001 mg/L de P dissous, à pH 7.

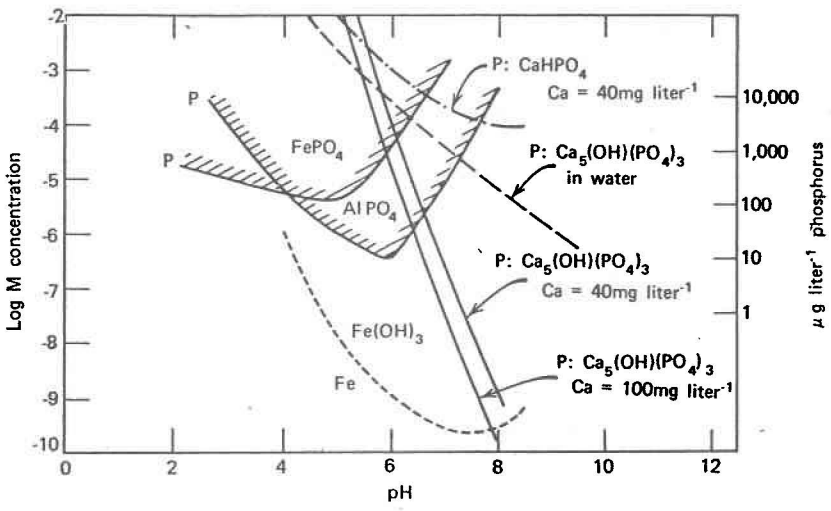


Figure 1,6 Effet du pH sur les différentes formes de phosphore (Stumm et Morgan, 1970)

La précipitation du P sous forme d'apatite à des pH entre 7 et 8 a été démontrée par Maurer *et al.* (1999) et modélisée par Maurer et Boller (1999). Ils ont aussi démontré que la réaction est partiellement réversible et qu'elle se produit en deux étapes : la précipitation de l'apatite $Ca_5OH(PO_4)_3$ via un intermédiaire : l'hydroxy-dicalcium-phosphate HDP $[Ca_2HPO_4(OH)_2]$. Lorsque le produit de solubilité du produit intermédiaire est dépassé, l'apatite se forme et contrôle alors le ratio Ca /P, cette réaction étant partiellement réversible :

$$2Ca^{2+} + HPO_4^{2-} + 2OH^- \rightarrow Ca_2HPO_4(OH)_{2\,s}\ (HDP)$$

$$3[Ca_2HPO_4(OH)_2]_s \rightarrow Ca_5OH(PO_4)_{3\,s} + Ca^{2+} + 2OH^- + 3H_2O$$

Ca-hydroxyapatite (HAP)

Des concentrations élevées en P dissous dans l'eau usée peuvent aussi accélérer la précipitation (Arvin, 1983), la valeur théorique du ratio Ca /P pour créer des cristaux d'apatite purs est de 1,67 (Maurer *et al.*, 1999). Elliott *et al.* (1978) ont noté des rendements élevés

d'enlèvement du P dans leur système et les ont attribué à la précipitation de phosphate de Ca. Ils ont noté que la dureté de l'eau usée était très élevée (220-300 mg $CaCO_3$ /L) et que le pH augmentait dans le bassin d'aération. Ce dernier phénomène provient d'un dégazage de CO_2 pendant la phase d'aération, phénomène qui peut être assez important dans les petits réacteurs, car la surface de contact avec l'atmosphère est élevée par rapport au volume total du réacteur. En conséquence, la boue du système effectuant l'enlèvement biologique amélioré du P contenait de fortes teneurs en Ca (10 %) comparé à une boue d'un système de boues activées conventionnel (~2 %).

La précipitation induite biologiquement

Un autre processus pouvant influencer la précipitation du P est le fait que le P qui est relargué pendant la phase anaérobie des systèmes effectuant l'EBAP favorise la précipitation de phosphates de Ca. En effet, la concentration de P inorganique (précipité) dans la boue dépend de la quantité de P relargué pendant la phase anaérobie lorsque les concentrations en Ca dans le réacteur sont modérées (entre 40 et 80 mg /L) et que le pH se situe entre 7-7,7 (Maurer et Gujer, 1998 ; Maurer *et al.*, 1999). Ce processus s'explique par le fait qu'à des pH élevés, plus d'énergie est requise pour le transport de l'acétate à travers la membrane de la cellule bactérienne. Conséquemment, le P relargué dans le milieu est plus important et des concentrations plus élevées en P dans le réacteur augmente le processus de précipitation (Smolders *et al.*, 1996).

Le terme « précipitation induite biologiquement » représente donc le lien entre la précipitation de phosphates de Ca et l'activité biologique qui dépend du pH du milieu. Si le pH externe à la cellule est plus élevé que le pH intracellulaire, cela accroît la différence de potentiel électrique à travers la membrane de la cellule, et l'effort pour prendre un anion tel que l'acétate à travers le potentiel électrique négatif de la cellule doit être plus grand. Smolders *et al.*, (1996) ont démontré que le ratio de P relargué sur l'utilisation de l'acide acétique à un pH de 7 est de 0,5 (mole P /mole C d'acide acétique) et varie selon le pH du milieu.

Ces éléments sur la précipitation comme mécanisme d'enlèvement du P ainsi que la présentation dans ce chapitre des processus d'utilisation normale du P par la biomasse et en

excès par les OAP servira à déterminer quels sont les principaux mécanimes d'enlèvement du P dans notre système RBS lors du traitement d'une eau usée de type agro-alimentaire.

1,9,3 Solutions pour l'augmentation des AGV dans le traitement des eaux usées

Une fermentation suffisante pour l'EBAP peut se produire pendant le transport des rejets vers l'usine de traitement, cela particulièrement en été. La fermentation des rejets résulte en la formation d'acide acétique. Une fermentation subséquente peut être planifiée sur le site, si nécessaire, en utilisant des fermenteurs spécifiques ou en modifiant l'opération des épaississeurs ou des décanteurs primaires (Randall *et al.,* 1992). Après avoir observé que les bactéries du genre *Acinetobacter* métabolisent les substrats organiques simples et non les sucres, Fuhs et Chen (1975) ont proposé de fermenter les boues primaires afin d'augmenter les acides gras volatils (acétate, propionate, butyrate) dans la zone anaérobie.

Hatziconstantinou *et al.*, (1996) recommandent, d'après les résultats de leurs travaux effectués sur le terrain, de permettre une hydrolyse bactériologique des boues primaires, cela en les conservant en anaérobie avant le traitement. Ils ont obtenu des teneurs de 5 à 6 % de DCO soluble dans les boues et des rendements de dénitrification de 30 % supérieurs. Randall *et al.* (1994) ont utilisé un affluent fermenté afin d'effectuer l'EBAP dans un substrat composé principalement de glucose, les bactéries dominantes dans ce système RBS étaient *Pseudomonas* et *Bacillus*, tandis qu'*Acinetobacter* ne fut que rarement identifiée.

D'autres méthodes permettent d'augmenter les AGV, comme une longue période de rétention anaérobie, l'ajout d'eaux usées brutes dans le bassin anaérobie sans passer par le décanteur primaire ou d'ajouter de la matière organique provenant des industries chimiques ou agro-alimentaires (Comeau, 1990). Des AGV peuvent aussi être produits dans le bassin d'égalisation si une biomasse de 3 à 5 j de TRS y est instaurée (Eastman et Furguson, 1981). van Niel (1993) a proposé, suite à des expériences d'enlèvement des nutriments en RBS, d'ajouter du substrat facilement biodégradable si les quantités sont insuffisantes dans l'affluent pour enlever à la fois l'azote et le P. Au cours de ses travaux, il a ajouté à l'affluent une concentration de 100 mg DCO/L, afin d'obtenir un rapport DCO /N /P de 100 /16 /1,5 et ainsi d'obtenir un effluent composé de moins de 1 mg P/L et de moins de 12 mg N/L. Hallin *et al.* (1996) ont ajouté de l'éthanol dans un système pré-dénitrifiant, afin de supporter les bactéries

dénitrifiantes pendant les périodes de courte déficience en carbone. Ils ont proposé que l'addition d'éthanol cause l'induction des enzymes au lieu d'altérer la composition des espèces.

Des tests de l'augmentation des AGV dans l'eau usée agro-alimentaire à l'étude seront réalisés en simulant une variation du TRH du bassin de rétention de l'usine de traitement réelle aux températures observées dans le bassin en été et en hiver.

1,9,4 Concentration en oxygène dissous dans la zone aérobie

La plupart des paramètres d'opération sont reliés au maintien de l'anaérobie pour induire le relargage du P et pour permettre une utilisation du P sous les conditions aérées subséquentes (Meganck et Faup, 1988). En général, la nécessité d'appauvrir le milieu en oxygène dissous (OD) ne constitue pas un problème, car l'oxygène présent dans l'affluent sera rapidement consommé dans la zone anaérobie lorsque l'eau usée et la biomasse sont mélangées. En quelques minutes, la concentration en OD décroît à une valeur sous la limite de détection (Meganck et Faup, 1988). Cependant, l'étape de réaction en aérobie doit être alimentée de 2 à 6 mg/L d'oxygène dissous pour stimuler les bactéries à utiliser le P (Malnou *et al.,* 1984 ; Vacker *et al.,* 1967 ; Wells, 1969).

Des tests de la variation de la concentration en OD dans le RBS à l'étude seront réalisés avec l'eau usée agro-alimentaire.

1,9,5 Présence des nitrates en zone anaérobie

La présence de nitrates-nitrites dans la zone anaérobie du système de traitement perturbe l'acétogenèse de deux façons : en empêchant la fermentation (les organismes acétogéniques utiliseront les nitrates au lieu de l'acétate comme électron récepteur final) ou en consommant le substrat immédiatement biodégradable durant la dénitrification (Meganck et Faup, 1988). Lorsque l'enlèvement simultané de l'azote et du phosphore est requis, il devient alors nécessaire de minimiser ou d'éliminer les nitrates dans la phase non aérée.

L'importance de limiter les nitrates dans la zone anaérobie provient de la préservation des AGV pour l'enlèvement du P. Les nitrates constituent le plus important des facteurs devant

être contrôlés pour assurer une bonne performance d'un système d'EBN. Deux phases de traitement peuvent être ajoutées au traitement en RBS assez simplement, il s'agit de continuer à agiter après le traitement aérobie mais sans aérer pour permettre la dénitrification, puis de remettre l'aération dans le cas où le P emmagasiné dans les cellules aurait été remis en solution pendant la période d'anoxie précédente. Cela ne signifie pas pour autant que la présence des nitrates dans l'effluent va toujours résulter en une perte d'enlèvement du phosphore. Certaines eaux usées contiennent suffisamment d'AGV pour que l'enlèvement du P se produise efficacement malgré la présence de nitrates (Randall *et al.,* 1992). En effet, selon Stensel (1991), 1 mg de nitrates utilisera 5 mg de DCO. Donc, si la DCO est très élevée (plus de 1 000 mg/L), alors la présence de nitrates en anaérobie affectera moins le relargage du P.

Les travaux de Barnard (1982), portant sur plusieurs stations de traitement d'EBAP des eaux usées en Afrique du Sud, ont mis en évidence que le rapport DCO /TKN doit être ≥ 10 pour que les nitrates ne nuisent pas à l'EBAP. Ekama *et al.* (1983) ont étudié l'effet des caractéristiques de l'eau usée traitée sur l'efficacité d'enlèvement du P et de l'azote dans plusieurs types de traitement biologique, dont un UCT modifié ; ils ont démontré que, dans ce type de système, un ratio DCO /TKN supérieur à 9 permet d'atteindre de bons rendements d'enlèvement du P, mais la séparation solide-liquide risque d'en être affectée.

Il existe une compétition naturelle entre les organismes dénitrifiants et les OAP. Lorsque des pourcentages élevés d'enlèvement du P et de l'azote sont requis, les AGV doivent être réservés à l'enlèvement du P. Si le carbone disponible est insuffisant pour satisfaire les besoins des deux organismes, il peut être augmenté par préfermentation des boues (Randall *et al.,* 1992).

L'étude de l'effet de l'insertion d'une zone en anoxie en aval de la zone aérobie dans le cycle du traitement en RBS de l'eau usée agro-alimentaire sera effectuée. Une zone aérée sera aussi ajoutée en fin de traitement, dans le cas où la zone non-aérée précédente serait trop importante et que le P serait de nouveau relargué dans le milieu. Cela permettra d'éviter la présence de P à l'effluent traité.

1,10 Objectifs de travail

Il est bien connu que les boues secondaires des usines d'épuration municipales possèdent une flore bactérienne capable d'effectuer la dénitrification, la nitrification, la déphosphatation et l'enlèvement de la pollution carbonée, cela sous des conditions de traitement successif en anoxie/anaérobie/aérobie. Cette biomasse a donc été employée pour démarrer le système RBS à l'étude.

La thèse traite, globalement, de l'étude de l'enlèvement des nutriments des rejets industriels du secteur de l'agro-alimentaire et de l'optimisation de certaines conditions inhérentes au traitement en système RBS.

En général, dans la littérature scientifique, peu de travaux ont portés à la fois sur le traitement des eaux usées provenant de la fabrication de produits laitiers en système RBS anaérobie /aérobie et sur l'étude et l'optimisation des paramètres inhérents au système, tels que le TRS, les mécanismes d'enlèvement du P et autres. Nous avons donc choisi d'orienter nos recherches vers l'étude et l'optimisation du traitement en système RBS des eaux usées riches en nutriments de type agro-alimentaire, d'abord en utilisant une eau usée synthétique puis en prélevant directement les eaux usées d'une usine de produits laitiers (fromagerie).

L'optimisation du TRS dans le système RBS avec les deux types d'eaux usées à l'étude nous permettra de comparer les résultats de l'effet du TRS sur l'enlèvement des nutriments avec une eau usée synthétique et une réelle.

Les objectifs de la thèse sont :

1. d'optimiser en laboratoire les conditions de traitement biologique en RBS anaérobie /aérobie d'eaux usées riches en nutriments : Phase I-traitement d'une eau usée synthétique; Phase II-traitement d'une eau usée industrielle du secteur de l'agro-alimentaire dans un système RBS;
2. d'étudier l'effet de la variation de certains paramètres sur l'enlèvement biologique des nutriments (C, N, P) :

- ◊ l'effet de la variation du TRS (entre 10 et 30 j) sur l'EBN dans un système RBS utilisant une eau usée synthétique riche en nutriments (permettant aussi l'acclimatation initiale de la biomasse)
- ◊ l'effet de la variation du TRS (entre 5 et 30 j) sur l'EBN dans un système RBS utilisant une eau usée agro-alimentaire ;
- ◊ l'effet de la dénitrification en fin de traitement (ajout d'une phase en anoxie en aval du traitement aérobie) sur le relargage du P en anaérobie au début du cycle de traitement de l'eau usée agro-alimentaire ;
- ◊ l'effet de la concentration en oxygène dissous dans le système sur le relargage de P en anaérobie et la réutilisation subséquente en aérobie par les OAP dans le système de traitement de l'eau usée agro-alimentaire;

3. et enfin, d'étudier les mécanismes d'enlèvement du P dans le traitement biologique en RBS d'une eau usée agro-alimentaire.

Nos travaux sur l'étude et l'optimisation du traitement des rejets de l'industrie des produits laitiers seront utiles à l'avancement des connaissances et de la recherche appliquée dans le traitement des eaux usées agro-alimentaires.

2 MATÉRIEL ET MÉTHODOLOGIE

Ce chapitre est constitué d'une première partie exposant la composition de l'eau usée synthétique, suivi de la description du système RBS à l'étude et de sa configuration. Ensuite sont décrits les étapes d'ensemencement (inoculation) du RBS et du suivi de l'acclimatation de la biomasse. Puis les tests sur l'effet du TRS avec l'eau usée synthétique sont présentés. Par la suite, les méthodes décrites concernent l'eau usée provenant de l'usine Agrinove (EUA) du Groupe Lactel, il s'agit du suivi du traitement de l'EUA *in situ* et au laboratoire. Les sections suivantes élaborent l'effet de certains paramètres sur l'enlèvement des nutriments : le TRS, l'aération et la dénitrification. La mesure de l'accumulation de P par la biomasse suit, ainsi qu'une brève description des méthodes analythiques, lesquelles sont décrites plus en détails à l'Annexe 1.

2,1 Composition de l'eau usée synthétique (EUS)

L'utilisation d'une eau usée synthétique (EUS) au lieu d'une eau industrielle pendant la période d'acclimatation de la biomasse a permis d'assurer la fiabilité de l'approvisionnement et la stabilité de la composition de la solution à traiter afin d'optimiser cette période d'adaptation des micro-organismes aux nouveaux substrat et cycle de traitement. La composition de l'EUS utilisée lors de ces travaux est présentée aux Tableaux 2,1 et 2,2. Cette composition est basée sur les travaux de Asmlal (1997) et a été légèrement modifiée. Les modifications apportées à la composition sont les suivantes : l'ajout d'extrait de levure (50 mg/L) car cette substance favoriserait la croissance des organismes accumulant le P (Jones et Stephenson, 1996), ainsi que le remplacement du Fe^{2+} ($FeSO_4$) par du Fe^{3+} ($FeCl_3$) afin d'éviter l'oxydation du fer ferreux en fer ferrique et d'éviter la précipitation avec les ions phosphates ($FePO_4$).

La DCO moyenne mesurée dans le bassin d'alimentation (745 mg/L) est inférieure à la DCO théorique provenant du substrat carbonné (~ 950 mg/L). Cette différence peut être attribuée à la formation de précipités à la base du bassin et à la possibilité d'une croissance microbienne dans le bassin même en 24 à 48 h de conservation de l'EUS.

Tableau 2,1 Composition de l'eau usée synthétique

Substance	Formule chimique	Concentration (mg/L)
Bactopeptone		150
Extrait de levure		50
Sucrose	$C_{12}H_{22}O_{11}$	524
Acétate de sodium	$CH_3COO\ Na.3H_2O$	389
Phosphate de potassium	KH_2PO_4	100
Chlorure d'ammonium	NH_4Cl	30
Chlorure de calcium	$CaCl_2$	25
Chlorure de magnésium	$MgCl_2.6H_2O$	92,5
Chlorure de potassium	KCl	25
Bicarbonate de sodium	$NaHCO_3$	150
Chlorure de fer	$FeCl_3$	7,31
Sulfate de manganèse	$MnSO_4.H_2O$	5
Sulfate de cuivre	$CuSO_4.5H_2O$	2,5
Acétate de zinc	$Zn\ (CH_3COO)_2.2H_2O$	2,5

Tableau 2,2 Caractéristiques moyennes analysées (sur une période de 10 mois d'opération du RBS) ou calculées de l'eau usée synthétique

Paramètres	Valeur moyenne/ écart-type (mg/L)	Caractéristiques	Valeur calculée (mg/L)
DCO	745 / 256	Sulfates (SO_4)	2,8
COT	202 / 133	Magnésium (Mg)	10,94
TKN	22,8 / 11,9	Calcium (Ca)	9,0
NH_4	7,7 / 4,0	Potassium (K)	41,76
NO_2+NO_3	négligeable	Manganèse (Mn)	1,6
P_t	24 / 14,5	Fer (Fe)	2,52
o-PO_4	16,2 / 9,1	Cuivre (Cu)	0,63
Alcalinité	166 / 68,7	Chlorure (Cl)	84,9
MES	n.d.	Acétate (CH_3COO)	168,8
MVES	n.d.	Acétate (mg DCO/L)	181,5
pH	6,4 / 0,6	% Acétate (mg DCO /mg DCO totale*100)	24 %
Ratio DCO /TKN /P_t	100 /3,1 /3,2		

2,2 Description du système de réacteur biologique séquentiel

Les deux réacteurs biologiques séquentiels (RBS) qui ont été utilisés pour les expériences en laboratoire sont illustré à la Figure 2,1. La conception de ce système RBS a été réalisée par M. L. Asmlal (Thèse effectuée à l'Université de Sherbrooke, Québec). Les deux RBS (identiques) nous ont été prêtés par M. S. Narasiah (Professeur à l'Université de Sherbrooke, Département de génie civil). Les composantes principales des RBS sont les suivantes :

- ◊ forme cylindrique en plexiglas transparent ;
- ◊ pompe péristaltique (Masterflex) permettant une alimentation dans un intervalle de débit de 0,02 à 0,1 L/min ;
- ◊ agitateur mécanique (CAFRAMO RZR50) pour la liqueur mixte, avec des vitesses de 45 à 2 000 rpm, positionné à environ 125 rpm (vitesse évitant la formation d'un vortex dans la boue lors du mélange) ;
- ◊ pompe à aquarium pour l'injection d'air, débit variant de 400 à 3 000 mL/min., positionnée à la puissance maximale ;
- ◊ pierre poreuse à aquarium installée à la base du réacteur, diffusant l'air fourni par la pompe ;
- ◊ valve solénoïde (ASCO) permettant le soutirage automatique de l'effluent, temps de réponse de 20 à 40 millisecondes ;
- ◊ contrôleur programmable (Chrontol XT) à 4 circuits indépendants, puissance maximale de 1 000 W, précision de 1 sec.

Les dimensions du bioréacteur sont:

- ◊ diamètre extérieur : 21,6 cm ;
- ◊ diamètre intérieur : 20,3 cm ;
- ◊ hauteur totale : 35 cm ;
- ◊ hauteur d'occupation de l'affluent (EUS) : 12,4 cm ;
- ◊ hauteur de la liqueur mixte : 20,4 cm ;

◊ hauteur libre de liqueur mixte (revanche) : 14,6 cm ;

◊ volume total du réacteur (V) : 11,3 L ;

◊ volume utile du réacteur (Vu) : 6,6 L ;

◊ volume de l'effluent traité (Ve) : 4,0 L.

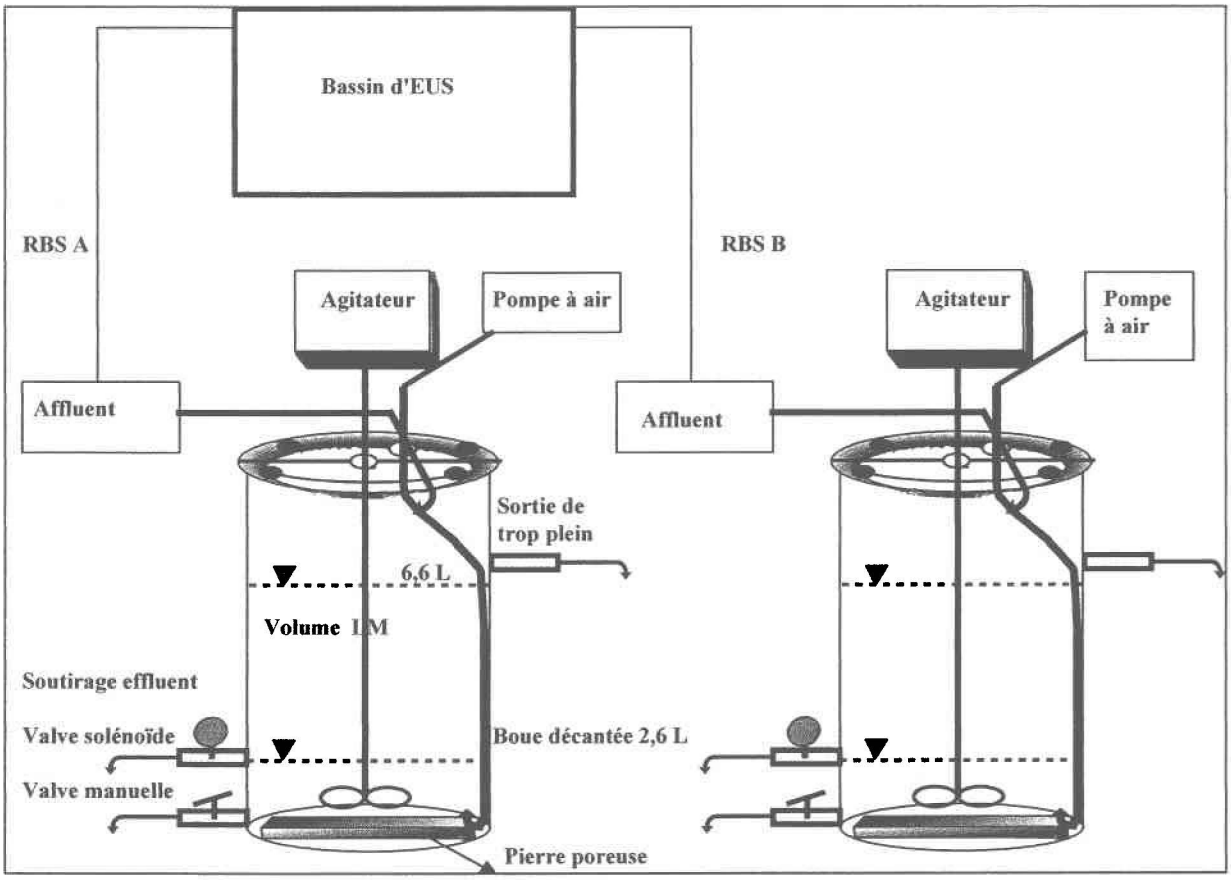


Figure 2,1 Système expérimental de deux RBS en laboratoire

Les réacteurs sont alimentés à partir d'un bassin contenant l'EUS. Cette dernière est pompée dans le réacteur pendant 50 minutes à un débit de 80 mL/min. Les substances composant l'EUS sont préparées en solutions concentrées, afin d'ajouter 1 mL de la solution concentrée par litre d'eau lors de la préparation de l'EUS (préparée tous les 2 à 3 j). Les solutions sont conservées à 4 °C et les solutions concentrées de bactopeptone et d'extrait de levure ont été

préalablement stérilisées dans un autoclave pendant 15 minutes à 121 °C. Le réacteur traite 12 L (3 x 4 L) d'EUS par jour.

Dans la phase aérobie, les réacteurs sont alimentés en air par une pompe à aquarium diffusant l'air à travers une pierre poreuse installée à la base du réacteur. L'air est ainsi transmis vers la liqueur mixte (LM) en petites bulles. La valve électrique (diamètre de 0,635 cm) permet de soutirer automatiquement l'effluent traité après la période de décantation. La durée d'ouverture de la valve est calculée en fonction du débit d'écoulement par gravité du volume de l'effluent (4 L), qui est d'environ 600 mL/min, la valve est donc en fonction 9 min.

Le contrôleur programmable permet d'ordonner les opérations correspondant à chaque étape du cycle de traitement et de répéter le cycle de traitement chaque 8 heures. Seul le soutirage quotidien de la LM a été opéré manuellement pendant la première année d'opération des RBS. Le soutirage manuel s'effectue par l'ouverture d'une valve (diamètre de 1,27 cm) placée à la base du réacteur, l'écoulement se faisant par gravité. Pour la suite des travaux, une pompe péristaltique a été ajoutée pour permettre le soutirage automatique de la LM à la fin de la phase aérobie du traitement. La pompe a été contrôlée par un des circuits du contrôleur programmable. Comme il n'y a que quatre circuits disponibles sur l'automate programmable, nous avons substitué le circuit servant à l'alimentation pour le soutirage de la LM et l'alimentation a été contrôlée au moyen d'une minuterie externe. La minuterie permettait de faire fonctionner un appareil sur un cycle de 24 heures, mais pour une durée minimale de 30 min, donc la période de fonctionnement de la pompe d'alimentation a été réduite de 50 à 30 min au début de chaque cycle.

Un orifice servant de trop plein (diamètre de 1,27 cm) a été installé à la limite du volume utile, au cas où la valve électrique de soutirage de l'effluent ne fonctionnerait plus et pour éviter un débordement de la LM.

2,3 Configuration du procédé RBS

La détermination de la durée totale du cycle est fonction de plusieurs aspects, dont le fait que pour des raisons pratiques d'opération le nombre de cycle dans 24 heures doit être constant et être aux mêmes heures dans la journée (par exemple : 24 h / 8 h = 3 cycles par jour, les autres

possibilités les plus probables étant 3 h, 6 h, 12 h ou 24 h). La durée du cycle dépend aussi du type de traitement utilisé et de la teneur en DCO dans l'eau usée. Un cycle anaérobie /aérobie peut difficilement être accompli en moins de 6 h car la phase anaérobie doit être environ du tiers de la durée totale du cycle de traitement, selon la teneur en nitrates et le taux de dénitrification (Meganck et Faup, 1988), et être assez long pour que la dénitrification des nitrates présents en début de cycle soit complète et que le relargage du P soit optimal. Par ailleurs, la sédimentation des solides peut nécessiter près d'une heure selon l'abondance ou non des bactéries filamenteuses. La durée de la phase aérobie subséquente est déterminée par les taux de dégradation de la DCO et d'utilisation du P.

Enfin, un cycle trop long n'est pas désiré car cela augmente les coûts d'opération reliés au système d'aération, et un temps de rétention hydraulique (TRH) trop long nécessiterait d'opérer plusieurs RBS en parallèle pour traiter le même volume d'affluent par jour. Par conséquent, un cycle de 8 heures a été initialement imposé au système afin de permettre la réalisation des différentes étapes de traitement tout en minimisant la durée totale du cycle et s'est avéré efficace pour l'enlèvement des nutriments à l'étude.

Les RBS à l'étude ont donc été opérés à raison de trois cycles de 8 heures par jour. Les différentes étapes intrinsèques du cycle sont : remplissage anoxie/anaérobie, réaction anaérobie, réaction aérobie, sédimentation, soutirage de l'effluent et repos du système, début d'un nouveau cycle (Figure 2,2). Le Tableau 2,3 présente les temps alloués à chaque étape du cycle et les opérations en fonction. Le Tableau 2,4 énumère les actions chimiques et physiques du RBS pendant chaque étape.

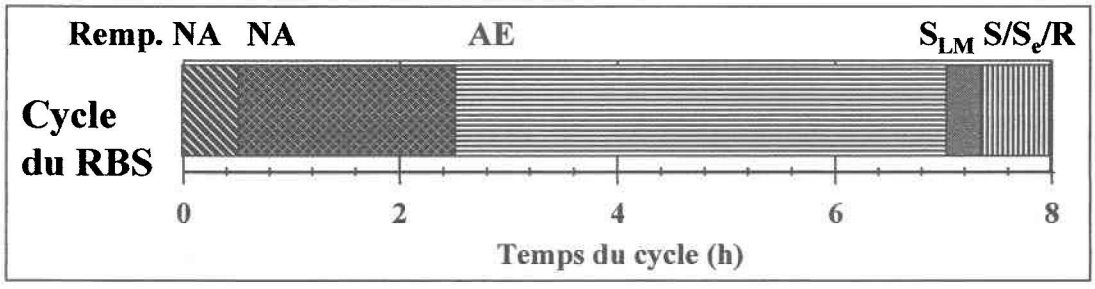


Figure 2,2 **Cycle de traitement du RBS. NA: phase non-aérée, AE: phase aérée, S_{LM}: purge aérée de la LM, $S/S_e/R$: sédimentation, soutirage de l'effluent et repos**

Tableau 2,3 Cycle de traitement des eaux usées dans le RBS

Étapes	Durée (min)	Temps cumulé (min)	Agitation	Valve électrique	Aération	Pompe péristal-tique
1. Remplissage anaérobie	50	50	oui	non	non	oui
2. Réaction anaérobie	100	150	oui	non	non	non
3. Réaction aérobie et purge de LM	255	405	oui	non	oui	non
4. Décantation	60	465	non	non	non	non
5. Soutirage de l'effluent	9	474	non	oui	non	non
6. Repos	6	480	non	non	non	non

Tableau 2,4 Actions chimiques et physiques du RBS pendant chaque étape dans le RBS

Étape	Actions
Remplissage anoxie/anaérobie	Addition d'EUS dans le réacteur, les conditions en anoxie ou en anaérobie entraînent la dénitrification et la croissance des bactéries déphosphatantes.
Réaction anaérobie	Les conditions en anaérobie permettent l'emmagasinement de PHB par les bactéries déphosphatantes.
Réaction aérobie	Enlèvement de la DBO et nitrification, métabolisation du P et soutirage de la LM à la fin de la phase aérobie (teneur maximale en P).
Sédimentation	Sédimentation des solides en suspension, éclaircissement du surnageant, baisse en oxygène dissous (OD) et dénitrification.
Soutirage de l'effluent	Effluent soutiré du réacteur, baisse de l'OD, dénitrification et croissance des bactéries déphosphatantes.
Repos	Permet la coordination des cycles lorsqu'il y a plus d'un RBS, maintient un taux bas en OD, dénitrification et croissance des bactéries déphosphatantes.

Source: Surampalli et al. (1997).

2,4 Ensemencement du RBS A

Le premier RBS, nommé RBS A, a été ensemencé avec des boues activées provenant d'une station d'épuration des eaux usées municipales de la région de Haute-Bécancour à Black Lake, Québec, Canada. Cette usine possède trois RBS effectuant le traitement aérobie des eaux usées par boues activées dont le cycle de traitement est d'environ 8 heures et les étapes sont le remplissage, le mélange aérobie, la décantation et le soutirage de l'effluent traité. L'usine

d'épuration traite les eaux en provenance des villes de Robertsonville, Thetford Sud, Rivière Blanche, Black Lake et Thetford Mines. Le débit moyen de l'affluent est de 19 700 m^3/j et le débit maximal est de 29 550 m^3/j en temps sec et de 44 300 m^3/j en temps de pluie. L'usine n'effectue pas l'enlèvement amélioré du P, car l'affluent municipal est pauvre en P (moins de 5 mg/L). Dans le cas où les concentrations en P augmentent, de l'alun liquide est cependant ajouté au niveau de la décharge des pompes de mélange pour précipiter le P. Selon les données tirées du rapport de novembre 1996 de l'usine d'épuration, les teneurs à l'effluent traité sont (mg/L): DBO_5 - 17, MES -18, DCO - 51, NH_4 - 13 et P_t -0,78.

Pour l'ensemencement du RBS A, environ 20 L de boues activées a été récolté à la station de Black Lake et ramené au laboratoire de l'INRS-Eau. À leur arrivée au laboratoire, les boues ont été décantées, afin de concentrer la biomasse, puis aérées et incorporées dans le réacteur (2,6 L). Le Tableau 2,5 présente les caractéristiques des boues activées de la station d'épuration de Haute-Bécancour. Le contrôleur programmable a été mis en marche, afin de démarrer le premier cycle de traitement de l'EUS. À noter que le réacteur a été testé au préalable avec de l'eau uniquement, afin de s'assurer du bon fonctionnement et de l'étanchéité du RBS. Le TRH du système est de 13,2 heures (Vu/Va.j * 24 h).

Tableau 2,5 Caractéristiques des boues activées de l'usine de Haute Bécancour

Paramètre	Valeur moyenne
TRS	14 j
MES	14 200 mg/L
MVES	8 700 mg/L
MVES/MES	61 %
IVB	55 mL/g
DCO	12 600 mg/L

N.B. : Les valeurs sont des moyennes tirées du rapport de l'usine d'Agrinove en novembre 1996.

2,5 Suivi de l'acclimatation de la biomasse du RBS A

Une fois le RBS A mis en fonction, le suivi et l'optimisation de l'acclimatation de la biomasse au nouveau procédé et au traitement de l'eau usée synthétique ont débuté. Les principaux paramètres mesurés sont l'enlèvement du phosphore total et dissous, de l'azote total Kjeldahl

(TKN) et de l'ammonium, auxquels s'ajoute l'enlèvement de la demande chimique en oxygène (DCO), du carbone organique total (COT), la production de nitrites+nitrates et des matières résiduelles en suspension dans l'effluent traité.

Le Tableau 2,6 présente les fréquences des prélèvements des différents échantillons, ainsi que les analyses et les mesures effectuées correspondantes. Les échantillons d'EUS sont prélevés directement dans le bassin d'alimentation en même temps que l'effluent est soutiré du RBS par la valve automatique à la fin du cycle. Les échantillons de LM sont prélevés à la fin de la période aérobie du traitement, par la valve de soutirage manuelle du réacteur ou à la sortie de la pompe péristaltique (pompe installée pour la seconde année des expérimentations). Les échantillons de LM sont conservés à -15°C dans des bouteilles de polypropylène pour les analyses de P_t, de TKN et sporadiquement de la DCO. Les échantillons d'affluent et d'effluent sont récoltés dans des contenants en verre. Une partie est conservée dans des bouteilles de polypropylène et acidifiée à l'acide sulfurique (volume acide/volume échantillon x 100 = 0,2 %) et conservé à 4°C pour les analyses de : P_t, TKN et DCO ; l'autre partie est filtrée (membranes de 0,45 µm) et conservée à -15°C dans des bouteilles de polypropylène pour les analyses de: o-PO_4, nitrites+nitrates, ammonium, COT et alcalinité. Le matériel d'échantillonnage et de traitement des échantillons est pré-lavé à l'acide chlorhydrique à 10 %.

Tableau 2,6 Fréquences de prélèvements, analyses et mesures effectuées dans les échantillons

Échantillonnage	Fréquence	Analyses et mesures
EUS	3 fois par semaine	DCO, COT, TKN, NH_4^+, P_t, o-PO_4, pH, T, alcalinité
Effluent	3 fois par semaine	DCO, COT, TKN, NH_4^+, NO_2+NO_3, P_t, o-PO_4, pH, T, MES, MVES
LM à la fin du traitement aérobie	1-2 fois par semaine	DCO (sporadique), TKN, P_t, MES, MVES, IVB, oxygène dissous (sporadique), pH

Certains cycles de traitement du RBS A ont été échantillonnés pendant la période d'acclimatation de la biomasse. Les échantillons ont été récoltés à des intervalles d'environ 1 h pendant les 8 heures d'opération du cycle. Ce type d'échantillonnage a été effectué environ une fois par mois. Les échantillons de LM ainsi récoltés ont été décantés, puis filtrés pour les analyses des composés dissous : DCO, NH_4, NO_2+NO_3, o-PO_4. Le pH, l'OD, la température et le POR ont été mesurés à chaque échantillonnage.

Le Tableau 2,7 présente les caractéristiques moyennes de la liqueur mixte échantillonnée à la fin du traitement aérobie pour les trois premiers mois d'opération du RBS A.

Tableau 2,7 Caractéristiques moyennes de la liqueur mixte dans le RBS A, pour les trois premiers mois d'opération, en période d'acclimatation de la biomasse

Paramètre	Valeur moyenne	Écart-type
MES (mg/L)	5 800	1 100
MVES (mg/L)	4 600	894
MVES/MES (%)	79	6,7
IVB (mL/g)	80	16
Oxygène dissous en aérobie (mg/L)	2,6	0,2
Température en aérobie (°C)	20,7	0,5
pH en aérobie	7,1	0,2
Oxygène dissous en anaérobie (mg/L)	0,0	0,0
Température en anaérobie (°C)	19,2	0,8
pH en anaérobie	6,5	0,4

Lorsque le RBS A a atteint une certaine stabilité dans les rendements d'enlèvement des nutriments, soit après environ six mois de fonctionnement, un second RBS a été démarré (septembre 1997), appelé RBS B. Le processus d'acclimatation de la biomasse de ce second réacteur a été accéléré par un ensemencement de boues mélangées: une proportion de 15 % du volume utile provenait des boues acclimatées du RBS A et de 85 % provenait des boues de l'usine de traitement d'eaux usées municipales de Haute Bécancour. L'acclimatation de la biomasse du RBS B a nécessité quelques semaines seulement au lieu de plusieurs mois, tel que pour le RBS A. Un problème avec le dispositif d'aération après deux mois d'opération du RBS B a nécessité un ajout de 10 % du volume utile avec la biomasse du RBS A. Ce qui a permis de recouvrer rapidement un rendement efficace d'enlèvement des nutriments.

À noter qu'une forte présence de MES à l'effluent a persisté dans le RBS A à l'été 1997 et a aussi été rencontrée dans l'effluent du RBS B peu de temps après sa mise en marche. Les teneurs élevées en MES dans l'effluent traité ont été attribuées à la présence de flocs dispersés en forme de tête d'épingle (pin point flocs) qui ont tendance à rester en suspension dans l'effluent. Le problème a été résolu par la diminution de la vitesse de brassage de la liqueur

mixte au minimum requis pour un mélange complet dans le réacteur (passage de 250 à 125 rpm). La présence de MES à l'effluent entraînait de fortes teneurs en P_t, TKN et DCO résiduels, ce qui diminuait l'efficacité d'enlèvement des nutriments. La cause de ce problème est souvent difficile à identifier, car même si la teneur en MES de l'effluent était élevé (10-100 mg/L), l'IVB mesuré était excellent (45-60 mL/g). Ce qui élimine l'hypothèse de prolifération de bactéries filamenteuses dans la LM, qui empêcheraient une bonne séparation des phases liquide et solide.

2,6 Étude de l'effet du TRS avec l'EUS

Les expériences sur la variation du temps de rétention des solides (TRS) ont été réalisées avec l'EUS utilisée pendant la période d'acclimatation de la biomasse et ont débuté en novembre 1997. Les deux RBS (RBS A et B; Figure 2,1) acclimatés ont été opérés en parallèle avec des conditions similaires, mais des TRS différents. La durée du cycle de traitement est de 8 heures et les étapes sont celles décrites à la Figure 2,2. La maintenance d'un TRS a été réalisée en soutirant quotidiennement une quantité de LM correspondante au TRS désiré, cela à la fin de la phase de traitement aérobie. L'équation donnant la quantité de LM à purger quotidiennement est la suivante :

$$PurgedeLM(L): \frac{\left[\frac{X \bullet V_u}{TRS}\right] - X_e \bullet Q_e}{X}$$

où « X » correspond au MVES de la LM en mg/L; « V_u » est le volume utile en L; « X_e » est la concentration en MVES à l'effluent en mg/L; et « Q_e » est le volume quotidien d'effluent traité en L. Pendant la durée d'opération des RBS à différents TRS (novembre 97 à janvier 98 inclusivement), les TRS étudiés étaient entre 10 et 30 j à des intervalles de 5 j. La fréquence de récolte des échantillons et les paramètres suivis sont les mêmes que ceux décrits à la section précédente. Pour chaque TRS étudié un cycle de traitement a été échantillonné à toutes les heures.

La composition moyenne de l'eau usée synthétique (EUS) utilisée pour ces essais est la suivante (moyenne et écart-type en mg/L) : DCO–766,0 ± 218,4 ; COT-182,0 ± 94,2 ;

TKN-21,2 ± 7,7 ; NH_4-7,6 ± 3,5 ; NO_2+NO_3-négligeable ; P_t-30,4 ± 12,9 ; o-PO_4-20,8 ± 8,7 ; alcalinité-209,7 ± 75,6 ; pH-6,5 ± 0,6 ; température-20,5 ± 1,2 °C. Le ratio DCO /TKN /P_t de l'EUS est en moyenne de 100 /2,8 /4 pour la durée des expérimentations.

2,7 Traitement de l'eau usée de l'usine d'Agrinove

La seconde phase de la thèse est le passage du traitement d'une eau usée synthétique enrichie en nutriments au traitement d'une eau usée industrielle aussi chargée en nutriments. Nous avons donc contacté le Groupe Lactel dans le but d'utiliser l'affluent de l'usine de production fromagère (et autres sous produits laitiers) de la Coopérative Agrinove. Ceci, dans le but d'optimiser l'enlèvement des nutriments de cette eau usée dans notre système de laboratoire. Ces démarches ont été effectuées en janvier 1998. Le Groupe Lactel qui gère l'usine de traitement des eaux usées résultantes de l'usine de production fromagère a coopéré avec intérêt.

L'usine Agrinove a été construite à Beauceville en 1969 en tant que poste de réception du lait, deux ans plus tard elle produisait du fromage et a été rachetée en 1974 par la Coopérative laitière du Sud de Québec. Puis, en 1978 elle débuta la production de poudre de lait et de lactosérum. C'est seulement en 1990 que l'usine a été cédée au Groupe Lactel, qui est constitué des coopératives agro-alimentaires suivantes : Agrinove, Agrodor, Coopérative agricole de la Côte Sud, Coopérative fédérée de Québec, Nutrinor et Purdel.

Le volume annuel de lait transformé à l'usine Agrinove est de 110 millions de litres et la production est de (en millions de kg) : fromage - 8, beurre - 2,75, poudre de lait - 2 et poudre de lactosérum - 5. Les employés sont au nombre de 120 et la superficie de l'usine est de 28 956 m². L'usine de traitement des eaux usées existante a été modernisée à l'été 1996.

Le traitement des eaux usées situé sur le site de l'usine de production (Figure 2,3) suit une chaîne d'opération qui consiste en la récupération des eaux dans un bassin tampon aéré, suivi d'une neutralisation au CO_2 dans un autre bassin; les eaux usées sont ensuite transférées dans un flottateur à air dissous, dont les boues résultantes sont envoyées à l'étang d'emmagasinement et le surnageant est conduit dans un second bassin de stabilisation. L'eau est transférée dans un réservoir d'alimentation rapide (ayant une capacité de 100 m^3) pour les deux bassins RBS réalisant le traitement des rejets de l'usine de production. L'effluent traité

circule dans un filtre à sable (traitement tertiaire) afin d'atteindre la norme de 1 mg P/L, puis est rejeté dans un ruisseau tributaire de la rivière Chaudière. Enfin, les boues purgées sont épaissies environ 24 h et les solides sont emmagasinés dans un étang extérieur (pour être ensuite répandus sur des terres agricoles), dont le surnageant est retourné dans le bassin d'alimentation rapide et traité à nouveau. Il est important de prendre note que les processus de lavage n'emploient pas de produits à base de Fe ou d'Al.

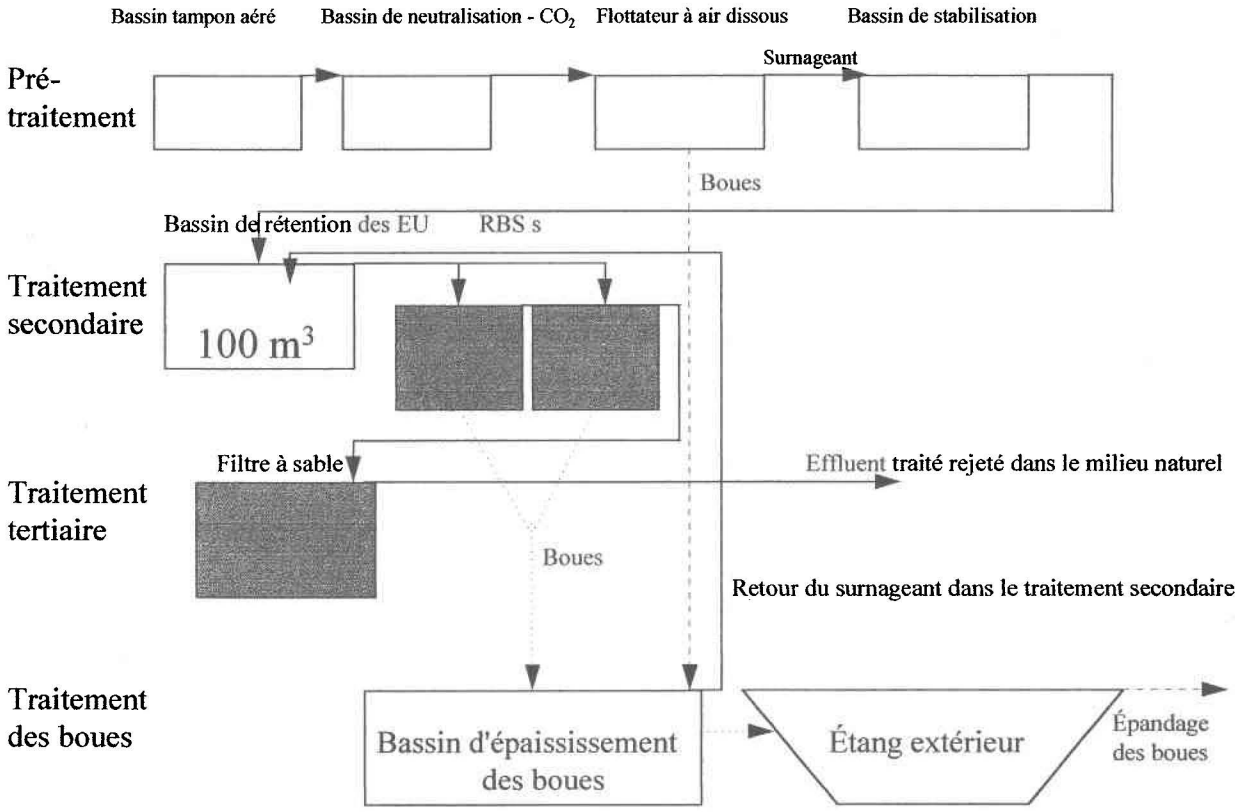


Figure 2,3 Système de traitement des eaux usées situé sur le site de l'usine Agrinove, Beauceville, Québec

La durée d'un cycle de traitement est d'environ 5 h, donc 9 traitements sont effectués en moyenne par jour (environ 550 m^3 d'affluent produit par l'usine de production par jour /60 m^3 d'affluent traité par cycle par RBS). Les périodes des étapes du cycle de traitement peuvent être modifiées selon les besoins ou le volume d'affluent produit par jour. Un traitement typique est représenté par les étapes suivantes :

◊ remplissage en anoxie mélangé : 50 min;

◊ remplissage en aérobie : 10 min ;

◊ aération : 130 min ;

◊ sédimentation : 90 min ;

◊ soutirage des boues décantées et de l'effluent traité : 10 min ;

Total : 290 min

Les caractéristiques physiques des RBS de l'usine du Groupe Lactel sont les suivantes :

◊ volume d'affluent traité par cycle : 60 m^3 ;

◊ volume d'affluent traité par jour : 550 m^3 ;

◊ volume du réservoir d'alimentation rapide de l'affluent (bassin d'égalisation) : 100 m^3 ;

◊ volume utile par RBS : 980 m^3 ;

◊ volume des boues décantées par RBS : 920 m^3 ;

◊ MVES dans la LM : 3 000-4 000 mg/L ;

◊ TRS : environ 30 j ;

◊ volume d'emmagasinement des boues dans l'étang : 5 000 m^3 ;

◊ DBO_5 de l'affluent : environ 1 000-2 000 mg/L ;

◊ DCO/DBO_5 de l'affluent : 1,7 (DCO 1 700-3 400 mg/L) ;

◊ concentration en oxygène dissous en phase aérobie : 2,0-2,6 mg/L ;

◊ température dans les bassins RBS : été - 30 à 35 °C, hiver - 20 à 24 °C ;

◊ traitement tertiaire : filtre à sable à lavage continu ;

◊ TRH dans un RBS : 6,74 h ;

◊ TRH du bassin d'égalisation : 4,4 h (100 m^3/550 m^3.j x 24 h) ;

◊ F/M : environ 0,1 à 0,2 kg DCO affluent/ kg MVES LM (obtenu d'après la DCO de l'affluent mesurée le 21 janvier 1998).

2,8 Traitement de l'eau usée d'Agrinove au laboratoire

Les essais sur le traitement de l'eau usée de la Coopérative Agrinove ont été effectués dans un des RBS de laboratoire et ont débuté le 21 janvier 1998. La biomasse déjà acclimatée à la déphosphatation biologique avec l'eau usée synthétique a été utilisée pour l'ensemencement du RBS traitant l'eau usée industrielle. Le RBS traitant l'EU d'Agrinove (EUA) sera nommé RBS C, afin de distinguer les résultats de ceux obtenus précédemment avec l'EUS.

Les mêmes conditions exposées aux sections précédentes prévalent pour l'opération du RBS C. Le seul changement nécessaire, a été la modification du volume d'affluent traité par cycle. En effet, il est important de respecter un ratio du substrat /micro-organismes *(F/M = [DCO affluent * volume d'affluent par jour] / [volume utile du RBS * MVESLM] ; food /microorganisms)* maximal d'environ 0,2 (kg DCO affluent/ kg MVES LM), dans le but d'éviter la croissance des bactéries filamenteuses en présence d'une surabondance de substrat (ratio F/M > 0,2). Par conséquent, la DCO de l'EU d'Agrinove étant supérieure à celle de l'EUS, le volume d'affluent traité par cycle a été diminué de 4 à 1,2 L/cycle pour respecter un ratio F/M d'environ 0,2 et le temps de remplissage a été raccourci à 30 minutes au lieu de 50 minutes afin de conserver le même débit de remplissage. Le TRH est passé de 13,2 h à 25 h et le TRS a été fixé à 25 j pour la période d'acclimatation de la biomasse au traitement de l'EU d'Agrinove.

Les premiers mois du traitement de l'EU d'Agrinove dans notre système RBS de laboratoire ont permis de vérifier la faisabilité du traitement de l'EU et d'optimiser les paramètres du système de traitement. À cette fin, l'EU d'Agrinove a été prélevée à chaque mois à l'usine, puis conservée à 4°C pour ensuite servir à alimenter le RBS de laboratoire. Trois lieux d'échantillonnage de l'EUA à l'usine ont été étudiés tant qu'à l'efficacité d'enlèvement des nutriments, soit :

- ◊ après le pré-traitement physico-chimique : « batchs » 1 et 2 de l'EUA ;
- ◊ avant le pré-traitement physico-chimique : « batch » 3 ;
- ◊ après le pré-traitement physico-chimique mais dans le bassin d'égalisation, auquel avait été ajouté de l'azote sous forme d'urée et de nitrate d'ammonium : « batch » 4.

Les résultats d'analyses des teneurs en nutriments des différentes « batchs » d'EU Agrinove sont présentés au Tableau 2,8.

La quatrième « batch » d'EU contenait de l'azote ajouté à l'usine après le pré-traitement, car la récupération des protéines pendant la production des produits laitiers appauvrie la teneur en N biodégradable. Par conséquent, de l'urée (plus nitrate d'ammonium) est ajoutée dans l'EUA afin de respecter le ratio DBO_5 /N nécessaire à la croissance microbienne (ratio DBO_5 /N de 100 /5), lors de son transport vers le bassin d'égalisation.

Au laboratoire, l'entreposage en chambre froide de l'EU d'Agrinove entraîne l'hydrolyse des protéines et la mise en solution d'N. En conséquence, l'EU d'Agrinove de la « batch » 4 utilisée pour l'alimentation du RBS de laboratoire était trop chargée en N pour un traitement biologique efficace. En outre, le surplus d'N dans cette « batch » d'EU peut aussi provenir d'un apport secondaire en N par le retour du surnageant des boues emmagasinées. L'excès d'N dans l'EUA a entraîné une nitrification abondante de l'ammonium en phase aérée, ce qui a rapidement inhibé le processus relargage de P en anaérobie. Ce phénomène s'explique par le fait que les AVG étaient utilisés par les bactéries dénitrifiantes en anoxie au lieu d'être préservés pour la biomasse déphosphatante. Afin de recouvrer des rendements optimaux d'enlèvement des nutriments dans le RBS de laboratoire, les « batchs » d'EUA subséquentes ont été prélevées à la sortie du pré-traitement, mais avant la zone d'ajout d'urée, tels les deux premières « batchs ».

Le traitement de la « batch » d'EU brute (non pré-traitée) a entraîné une baisse importante dans l'efficacité d'enlèvement des nutriments, car l'EUA sans pré-traitement contenait beaucoup d'huile et graisse, de MES et avait une DCO élevée (3 400 mg/L). Par conséquent, les rendements d'enlèvement des nutriments ont diminué, la nitrification a augmenté (EU brute chargée en NH_4) et l'effluent traité contenait de fortes concentrations résiduelles en nutriments. Il a donc été décidé après une semaine de traitement de l'EU brute de la dilué deux fois, afin de diminuer les teneurs en huiles et graisses, la charge en MES et la DCO (~1 700 mg/L). Par la suite, la source d'échantillonnage de l'EU a été changée.

Tableau 2,8 Caractéristiques moyennes des échantillons d'eau usée provenant d'Agrinove

Paramètre (mg/L)	**BATCH 1**	**BATCH 2**	**BATCH 3**	**BATCH 4**
1998	**21-1/12-2, jours 1-22**	**13-2/20-3, jours 23-58**	**21-3/28-4, jours 59-97**	**29-4/28-5, jours 98-127**
Provenance	**Sortie du pré-traitement** *Moyenne / écart-type*	**Sortie du pré-traitement** *Moyenne / écart-type*	**Eau brute diluée 2 fois, ajout d'N à l'usine** *Moyenne / écart-type*	**Bassin d'égalisation, ajout d'N à l'usine** *Moyenne / écart-type*
DCO (mg/L)	1 290 / 492	1 540 / 661	1 680 / 628	864 / 671
COT (mg/L)	157 / 12,9	299 / 119	420 / 61,5	188 / 71,8
TKN (mg/L)	26,3 / 26,8	75,9 / 36,3	139 / 24,4	106 / 17,1
NH_4 (mg/L)	9,9 / 8,4	39,8 / 25,7	93,6 / 21,1	108 / 11,6
NO_2+NO_3 (mg/L)	négligeables	négligeables	négligeables	négligeables
P_t (mg/L)	15,3 / 10,2	43,9 / 22,6	54,0 / 3,1	23,0 / 14,4
o-PO_4 (mg/L)	12,8 / 10,0	24,4 / 7,8	41,0 / 7,5	14,8 / 8,6
Alcalinité (mg/L)	565 / 251	429 / ---	572 / ---	615 / ---
MES (mg/L)	267 / 259	303 / 481	222 / 35,0	445 / 541
MVES (mg/L)	217 / 195	218 / 313	191 / 13,0	431 / 536
pH	6,7 / 0,5	7,0 / 1,0	7,2 / 1,6	7,6 / 0,4
T (°C)	19,1 / 3,3	19,5 / 2,8	20,6 / 0,4	21,1 / 0,7
AGV_{total} * (mg/L)	210 / 88	462 / 292	745 / 440	286 / 255
AGV (mg DCO/L)	279 / 119	655 / 441	1070 / 691	450 / 453
% AGV (mg AGV-DCO/ mg DCO x 100)	28,8 / 13,1	46,8 / 21,5	61,8 / 25,0	53,6 / 40,2
Charge volum. moyenne (kg DCO/m^3/j)	1,1 / 0,5	1,5 / 0,6	1,6 / 0,6	0,9 / 0,3
F/M moyen (g DCO/g MVES)	0,10 / 0,06	0,17 / 0,07	0,19 / 0,04	0,17 / 0,04
Ratio DCO /TKN /P_t	100 /2,04 /1,19	100 /4,9 /2,8	100 /8,3 /3,2	100 /12,3 /2,7
TRS moyen (j)	24 / 0,9	23 / 2,2	25,1 / 1,5	29,3 / 1,4

* *AGV total : Ac. Acétique, Ac. Propionique, Ac. n-butyrique, Ac. Isobutyrique, Ac. Isovalérique, Ac. n-valérique.*

Le Tableau 2,9 présente les caractéristiques de la LM en fonction des différentes « batchs » d'EU traitées.

Tableau 2,9 Caractéristiques ponctuelles de la LM du RBS selon les différentes « batchs » d'EU (« batchs » 1 à 4)

Paramètre	LM « BATCH » 1 23-1-98 jour 2	LM « BATCH » 2 24-2-98 jour 34	LM « BATCH » 3 20-3-98 jour 58	LM « BATCH » 4 21-4-98 jour 90
P_t (mg/L)	683	605	661	917
TKN (mg/L)	1 200	796	899	1 030
DCO (mg/L)	18 300	5 170	15 200	n.d.
MES (mg/L)	15 900	12 600	14 200	9 900
MVES (mg/L)	12 700	8 920	8 270	7 030
MVES (%)	79,8	71	58,2	71
IVB (mL/g)	52,3	29	27	44
pH	7,1	7,6	8,4	8,1
P_{LM} (g P/g MVES x 100)	5,4	6,8	8,0	12,0
N_{LM} (g N/g MVES x 100)	9,5	8,9	10,9	14,7

2,9 Simulation de la production d'AGV

Puisque le relargage de P est fonction de la teneur en AGV (principalement l'acétate) dans l'affluent entrant le bassin de traitement, la production des AGVs dans le bassin d'égalisation a été étudiée afin de maximiser le relargage de P dans la phase anaérobie du traitement. L'augmentation de la teneur en AGV dans l'affluent peut s'effectuer dans le bassin d'égalisation, car le TRH de ce dernier permet une rétention de l'EU et donc une fermentation. Par conséquent, la production des AGVs peut s'effectuer pendant le transit de l'EU du système de pré-traitement vers les bassins de traitement RBS. Les conditions existantes dans le bassin d'égalisation ont été simulées, soit un TRH d'environ 4,4 h, ainsi qu'une température hivernale de 20°C et estivale de 32°C, dans le but d'obtenir un taux de production d'AGV dans ces conditions. La méthodologie est très simple, il s'agit de placer un échantillon d'EU d'Agrinove

dans un incubateur à 32°C et un autre échantillon à la température ambiante de 20°C. Les échantillons sont non mélangés et des aliquots sont prélevés au début, puis à chaque heure pendant un maximum de 5 h pour l'obtention de la production des AGVs en fonction du temps dans les échantillons.

2,10 Étude de l'effet du TRS avec l'eau usée de l'usine Agrinove

Les expérimentations sur l'effet de la variation du TRS sur l'enlèvement des nutriments dans l'EU d'Agrinove ont été effectuées avec la même méthode que celle pour l'étude de la variation du TRS avec l'EUS.

Le cycle de traitement des RBS est de 8 heures (remplissage non-aéré mélangé-0,5 h ; phase non-aérée mélangée-2 h ; phase aérée mélangée-4,4 h ; soutirage des boues-0,1 h ; décantation-0,75 h ; soutirage de l'effluent et repos-0,25 h). Le temps de rétention hydraulique dans le réacteur est de 25 h. Le pH n'est pas contrôlé dans les RBS. Pour diminuer la période des essais, nous avons utilisé deux RBS au laboratoire, opérant en parallèle dans des conditions identiques mais à des TRS différents.

Les TRS étudiés sont de 5 à 30 j, à un intervalle de 5 j. Chaque TRS a été maintenu jusqu'à l'atteinte d'un état stable dans les rendements d'enlèvement des nutriments et au minimum pendant deux fois le TRS étudié. Le contrôle du TRS par le soutirage de LM s'est effectué quotidiennement par une pompe péristaltique contrôlée par le contrôleur programmable, afin d'obtenir un TRS fixe et stable. Le volume de soutirage de LM à purger quotidiennement est calculé selon l'équation présentée à la section 2,6. Pour la réalisation de ces tests un RBS supplémentaire a été utilisé, appelé RBS D. Il a été démarré avec une partie de la boue du RBS C; les deux RBS étaient opérés en parallèle et dans des conditions identiques, mais à des TRS différents.

La fréquence des échantillons et les paramètres suivis pendant les tests sur la variation du TRS sont les mêmes que ceux décrits antérieurement (échantillons d'eau usée et d'effluent traité - trois fois par semaine; liqueur mixte - deux fois par semaine; pour chaque TRS étudié, un cycle complet de traitement a été échantillonné à une fréquence d'un échantillon tous les 20 minutes pour la première heure du traitement et ensuite à chaque heure subséquente). La

détermination du potentiel de relargage de P par la biomasse a été réalisée pour chaque TRS étudié (méthodologie à la section 2,13). Le Tableau 2,10 donne la composition moyenne de l'eau usée d'Agrinove pendant la période d'étude des TRS.

Tableau 2,10 Caractéristiques moyennes des échantillons d'eau usée d'Agrinove pour l'étude des TRS

Paramètre	Moyenne / écart-type	Valeur ponctuelle
DCO (mg/L)	1260 / 520	
COT (mg/L)	286 / 128	
TKN (mg/L)	52,7 / 32,7	
NH_4 (mg/L)	31,1 / 21,7	
NO_2+NO_3 (mg/L)	---	
P_t (mg/L)	28,0 / 16,4	
o-PO_4 (mg/L)	17,3 / 8,5	
Ca_{total}	---	191
$Ca_{dissous}$	---	99
Mg_{total}	---	5,2
Fe_{total}	---	2,7
Al_{total}	---	< 1
MES (mg/L)	252 / 285	
MVES (mg/L)	183 / 199	
pH	7,0 / 1,2	
T (°C)	19,3 / 3,6	
AGV_{total} *	513 / 298	
AGV (mg DCO/L)	705 / 399	
AGV % (mg AGV-DCO/mg DCO)	58,9 / 24,8	
Ratio DCO /TKN /P_t	100 /4,2 /2,2	

* *AGV total: Ac. Acétique, Ac. Propionique, Ac. n-butyrique, Ac. Isobutyrique, Ac. Isovalérique, Ac. n-valérique.*

2,11 Étude de l'effet de l'aération sur le relargage de P en anaérobie

L'effet de la concentration en OD dans le RBS sur l'enlèvement des nutriments a été étudié en diminuant progressivement le niveau d'aération, soit entre 7 et 1 mg OD/L (7, 3, 2 et 1 mg OD/L). Les paramètres étudiés sont principalement : la concentration d'orthophosphates

relargués pendant la phase anaérobie du traitement, l'enlèvement global du P par le système, ainsi que la teneur en P_t dans la LM.

Les tests ont été réalisés en ajustant préalablement la concentration en OD à la fin de la phase aérobie à la valeur désirée lorsque la DCO est totalement consommée par la biomasse. Lorsque la concentration désirée est atteinte après 1 ou 2 j, l'échantillonnage d'un cycle de traitement a été réalisé à des intervalles variant entre 20 min. pendant la première heure de traitement, puis à toutes les 30 min. pour le reste de la phase anaérobie et la première demi-heure de la phase aérobie, ensuite à chaque heure jusqu'à la fin du traitement.

Les teneurs en OD et le pH ont été mesurés à chaque échantillonnage. Les analyses et mesures effectuées dans la LM filtrée sont les phosphates, les nitrates, l'ammonium et la DCO. Les mêmes analyses ont été réalisées dans les échantillons d'affluent et d'effluent et le P_t est déterminé dans la LM totale en fin de traitement. Les tests sur l'aération ont été effectués à un TRS de 25 j, un TRH de 25 h et à température moyenne de 20 °C. La composition moyenne de l'eau usée utilisée pour effectuer les tests sur l'aération est présentée au Tableau 2,10.

2,12 Étude de l'effet de la dénitrification en aval du traitement aérobie sur le relargage de P en anaérobie

L'étude de l'effet de l'insertion d'une zone en anoxie en aval de la zone aérobie dans le cycle du traitement en RBS de l'eau usée d'Agrinove a été effectuée dans le RBS après les tests sur l'aération. Le but de l'insertion d'une zone non-aérée en fin de traitement est de dénitrifier les nitrates produits lors de la phase aérobie, donc de diminuer la présence de nitrates en début de traitement dans la phase non-aérée. Cela réserve le substrat facilement biodégradable pour les bactéries déphosphatantes au détriment des bactéries dénitrifiantes, ce qui favoriserait le relargage de P et par conséquent augmenterait l'efficacité d'enlèvement du P.

Une zone aérée est ajoutée en fin de traitement, dans le cas où la zone non-aérée précédente serait trop importante et que le P serait de nouveau relargué dans le milieu. Il est donc prudent d'inclure dans le cycle de traitement modifié une ré-aération subséquente afin de réutiliser le P

en solution qui aurait pu être relargué. Cela permettra d'éviter la présence de P à l'effluent traité.

La procédure expérimentale consiste à prélever des échantillons périodiquement pendant un cycle de traitement, puis de modifier le cycle en insérant en aval de la phase aérobie une phase anoxie suivi d'une ré-aération. Ce pré-échantillonnage permettra de comparer les résultats du relargage de P avant la modification du cycle (donc sans post-dénitrification) et après les modifications. Le cycle de traitement est modifié en insérant une commande au contrôleur programmable d'arrêter l'aération après 5,5 h de traitement (2,5 h non-aérées + 3 h aérées) au lieu de 6,75 h (2,5 h non-aérées + 4,25 h d'aération). L'aération est coupée pendant une période d'une heure pour permettre la dénitrification endogène des nitrates, puis elle est remise pendant 30 min. pour permettre la réutilisation du P qui pourrait être remis en solution. Par la suite, la LM est décantée pendant 50 min. (réduction de 10 min. par rapport au cycle non-modifié). Le soutirage de la LM a lieu à la fin de la seconde phase aérobie et l'effluent traité est soutiré 10 min avant le début d'un nouveau cycle.

La durée des différentes phases du traitement a été déterminée avec les taux moyens d'utilisation des phosphates et de dénitrification observés. En moyenne, le taux d'utilisation des PO_4 est de 7,6 mg PO_4 /h, donc une concentration moyenne à l'affluent de 25 mg/L, nécessitera environ 3 h pour emmagasiner les phosphates par les bactéries déphosphatantes. Donc, une période de 3 h d'aération a été programmée pour la première phase aérée. Le taux de dénitrification en début de cycle est d'environ 30 mg NO_3 /h. Par contre, le taux de dénitrification endogène (lorsque le substrat est presque totalement consommé par la biomasse) n'est pas connu. Nous avons donc supposer qu'il est plus lent et attribué 1 h pour permettre la dénitrification endogène d'environ 10 mg NO_3/L (production moyenne dans le RBS à l'étude).

Pendant la période d'anoxie insérée en fin de traitement un relargage de P pourrait se produire, quoi que la présence de nitrates et le manque de substrat vont agir comme inhibiteur du relargage de P, mais une ré-aération du système est ajoutée par prudence. Une période de 30 min. a été allouée à la fin du traitement pour la réutilisation du P si nécessaire. Par contre, la

ré-aération du milieu en fin de cycle entraînera la nitrification de l'ammonium subsistant dans le réacteur.

La récolte des échantillons pendant le cycle de traitement modifié (incluant la dénitrification en fin de traitement) a été réalisée le 24 septembre 1998 (le jour suivant la série d'échantillonnage avant la modification du cycle). Les échantillons ont été récoltés toutes les 20 min. pendant la première heure (anaérobie), puis à toutes les 30 min. pour les 2 h suivantes (anaérobie et aérobie) et par la suite à chaque 30 min. après la fin de la première phase aérobie (début de la phase en anoxie). Les teneurs en OD et le pH ont été mesurées à chaque échantillonnage. Les analyses réalisées dans les échantillons de LM filtrée, d'affluent et d'effluent traité sont les phosphates, les nitrates et la DCO. Le P_t a été analysé dans l'échantillon de LM totale récolté à la fin de la phase aérobie. Les conditions d'opération du RBS pour ces tests sont un TRS de 25 j, un TRH de 25 h et une température moyenne de 20 °C. La composition de l'eau usée d'Agrinove est présentée au Tableau 2,10.

2,13 Mesure de l'accumulation de phosphore

La connaissance de la proportion du P accumulé sous forme de polyphosphates dans les bactéries déphosphatantes permet de démontrer que la biomasse du système de traitement effectue de la déphosphatation biologique améliorée par le processus de relargage du P en anaérobie et de l'emmagasinement subséquent en aérobie. Comeau *et al.* (1990) ont développé une méthode permettant de quantifier indirectement les polyphosphates contenus dans une boue activée afin de déterminer la proportion de P accumulé par les bactéries déphosphatantes. On obtient la proportion de P accumulé par les OAP en divisant la concentration des polyphosphates ($P_{poly\text{-}P}$) accumulés par la teneur en MES et en multipliant par cent. En outre, l'analyse conjointe du P_t dans la biomasse et la connaissance de la teneur en P_{org} de la biomasse servant à la croissance et à la reproduction (1,5 % par rapport au MES et 2 % par rapport au MVES), permettent d'obtenir la proportion de P précipité dans la biomasse, selon l'équation suivante :

$$\frac{P_t}{MES}(\%) = \frac{P_{poly\text{-}P}}{MES}(\%) + \frac{P_{org}}{MES}(\%) + \frac{P_{précipité}}{MES}(\%)$$

La procédure est basée sur la dégradation complète des P_{poly-P} suivant l'ajout d'acétate en excès. Cette méthode donne une mesure spécifique de la quantité de P_{poly-P} disponible pour l'emmagasinement des PHA dans une biomasse déphosphatante. Ce qui fournit une caractérisation directe du potentiel pour l'enlèvement biologique des phosphates dans les usines à boues activées.

La méthode est très simple, il s'agit de prendre une quantité de LM aérobie dans le réacteur et de la mettre dans un erlenmeyer et d'ajouter une quantité d'acétate en excès. L'entrée d'air dans le système par la prise d'échantillon ou la turbulence peut fausser les résultats. Afin d'éviter cela, de l'azote gazeux est bullé à un faible débit dans le milieu. La présence de nitrates ne nuira pas au relargage de P, car l'acétate en excès suffira pour les besoins en substrat relié à la dénitrification et à la dégradation complète des P_{poly-P} simultanée.

Les étapes du test sont les suivantes :

1. Remplir un erlenmeyer de LM ;
2. Agiter avec une barre d'agitation et un agitateur magnétique ;
3. Prélever un échantillon de LM pour l'analyse du P_t et la mesure des MES et un autre échantillon qui après filtration servira à l'analyse du P dissous (PO_4) ;
4. Ajouter la solution concentrée d'acétate de sodium dans l'erlenmeyer ;
5. Mélanger, sans aérer, de 3 à 6 h ;
6. Échantillonner la LM aux temps 3, 4, 5 et 6 h, filtrer et conserver pour l'analyse du P dissous et de l'acétate (pour s'assurer que l'acétate est toujours présente à la fin du test).

Finalement, vérifier que l'acétate était bien en excès à la fin du test et calculer la teneur en P_{poly-P}. La différence entre le P initial et le P final est attribuée à la dégradation des P_{poly-P}. Le pourcentage de P de la boue aérobie qui provient des P_{poly-P} s'obtient en divisant la quantité de P relargué par les solides en suspension de la LM : $\% P_{poly-P} = (P \text{ final} - P \text{ initial})/MES \times 100$. Par conséquent, la teneur en P précipité s'obtient par l'équation :

$$\% \text{ P précipité} = \% P_t - (\% P_{poly-P} + \% P_{org}).$$

En connaissant les proportions du P_t dans la biomasse, nous pouvons déterminer si l'enlèvement du P dans l'EU s'effectue seulement par l'utilisation en P_{org}, processus auquel peut s'ajouter la précipitation du P et l'accumulation par les bactéries déphosphatantes.

2,14 Méthodes analytiques

Les analyses des différentes formes d'azote (ammonium (NH_4^+), nitrates plus nitrites (NO_2+NO_3) et azote Kjeldahl totale (TKN)) et de phosphore (phosphore total et ortho-phosphates) ont été obtenues par des méthodes colorimétriques en accord avec les méthodes standards (APHA *et al.*, 1992).

L'analyse des nitrates par la méthode colorimétrique est réalisée par la réduction des nitrates en nitrites lorsque l'échantillon passe à travers une colonne de réduction (cuivre-cadmium). Les ions nitrites réagissent avec la sulfanilamide pour former un composé diazo, qui se couple avec le dihydrochlorure de N-1-Naphthyléthylènediamine pour former un composé azo coloré. Donc, cette analyse fournie les teneurs en nitrates + nitrites présents dans l'échantillon.

Le carbone organique total (COT) est obtenu par l'élimination du carbone inorganique dans l'échantillon, sous forme de bicarbonates, de carbonates et d'acide carbonique. La demande chimique en oxygène (DCO) est obtenue par méthode colorimétrique en utilisant les tubes à DCO Hach de gamme 0-1 500 mg/L. L'alcalinité est réalisée par une titration à l'acide chlorhydrique, cette méthode est conforme à celle de APHA *et al.* (1992).

Les acide gras volatils (AGV) sont dosés par séparation par chromatographie liquide avec une colonne Pénomenex, Rezex ROA-Organics Acids 150 mm x 7,8 mm. L'éluant utilisé est de l'acide sulfurique 0,005 N et le débit isocratique de 0,50 mL/min. L'éluant est dégazéifié avec un débit initial de 100 mL hélium/min, pendant environ 30 min et de 10mL/min pendant les analyses. Le détecteur est ajusté à la longueur d'onde de 210 nm. Les AGV détectés sont l'acide acétique, l'acide propionique, l'acide n-butyrique, l'acide isobutyrique, l'acide isovalérique et l'acide n-valérique.

Les concentrations en MES et en MVES de la liqueur mixte et de l'effluent sont obtenues par filtration sur membranes Whatman 934 /AH et par déshydratation au four à 105 °C pour les

MES et par calcination à 550 °C pour les MVES. Les filtres sont préalablement conservés au dessicateur, puis peser avant la filtration et après les passages aux fours.

L'indice de volume des boues (IVB) est déterminée à partir de 100 mL de LM, dont le volume de boues décantées dans un cylindre gradué après 30 minutes (x 10) divisé par la quantité de MESLM est l'IVB (en g/L).

2,15 Rappel des équations

Équation	Unité
*Charge volumique = DCO affluent * volume affluent par jour / volume utile du réacteur*	kg DCO/m^3/j
IVB = Vboues / [MES LM]	(g/L)
N_{LM} *= [TKN dans la LM] / MVES LM * 100*	(% g N /g MVES)
P_{LM} *= [Ptotal dans la LM] / MVES LM * 100*	(% g P /g MVES)
*Px = volume utile du RBS * MVESLM /TRS /1000*	(g/j)
*TRH = Vu/Va.j * 24 h*	heures
TRS = $X * V_u$ */ (Purge LM ** $X + X_e * Q_e$*)*	jours
où « X » correspond au MVES de la LM en mg/L; « V_u » est le volume utile en L; « X_e » est la concentration en MVES à l'effluent en mg/L; et « Q_e» est le volume quotidien d'effluent traité en L.	

3 RÉSULTATS D'ACCLIMATATION DE LA BIOMASSE DE RBS ALIMENTÉS AVEC UNE EAU USÉE SYNTHÉTIQUE

Les différents paramètres analysés et mesurés dans le RBS A au cours des premiers mois d'opération sont présentés et discutés selon l'évolution de l'efficacité d'enlèvement de certains paramètres, tels l'azote, le phosphore et la demande chimique en oxygène (DCO) à la fin du cycle de traitement. Ces paramètres ont aussi été mesurés pendant certains cycles de traitement, afin d'observer la variation des teneurs en nutriments pendant le traitement.

La biomasse du RBS A étant en phase d'acclimatation à un nouveau type de traitement et à une eau usée différente, certains des paramètres analysés démontrent des fluctuations quotidiennes dans l'efficacité d'enlèvement des nutriments. Par exemple, l'efficacité d'enlèvement des nutriments a diminué après environ 30 jours d'opération. Cela provient assurément de l'augmentation de la concentration en phosphore dans l'eau usée synthétique (EUS), découlant de la décision d'augmenter la teneur en P dans l'EUS entrant dans le réacteur. En effet, une partie du P de l'eau usée précipite dans le bassin d'alimentation, et décante, probablement avec les composés de fer (la solution préparée contient 50 mg KH_2PO_4/L ce qui correspond à 11,4 mg/L de P et les concentrations mesurées dans l'eau usée varient entre 4 et 9 mg/L seulement). L'apport en KH_2PO_4 a donc été doublé à 100 mg/L, ce qui a permis d'augmenter le P disponible à 17,7 mg/L en moyenne, avec un écart-type de 8,7 mg/L (calculé sur une période de 7 mois pendant l'acclimatation) et d'obtenir un ratio DCO /N /P élevé de 100 /3,1 /2,4. Cette augmentation des concentrations en P dans l'EUS a donc perturbé l'efficacité d'enlèvement du P du système pendant les quelques jours qui ont suivi, afin de permettre à la biomasse de s'adapter à cette modification dans le système et de recouvrer son efficacité.

Les sections suivantes présentent et discutent les rendement d'enlèvement par nutriment suivi dans le RBS A et pour quelques cycle de traitement, puis une comparaison est faite avec l'efficacité d'enlèvement des nutriments du second RBS démarré, le RBS B. À noter que les valeurs ponctuelles des nutriments mesurées dans le temps dans l'affluent et dans l'effluent sont présentées à l'Annexe 2 de la thèse (Tableaux A et B).

3,1 COT, DCO

Les résultats présentés concernent les huit premiers mois d'opération du RBS A. Les Figures 3,1 et 3,2 représentent les concentrations en COT et en DCO mesurés dans l'effluent traité et la Figure 3,3 montre l'efficacité d'enlèvement de la DCO. Après seulement sept jours d'opération, le système avait déjà atteint une efficacité d'enlèvement de la DCO supérieure à 90 %, une moyenne de 97,5 % (et de 93,7 % pour le COT) dans le troisième mois d'opération et de 97,4 % au jour 266. Ce qui correspond à une teneur moyenne de 23 mg DCO/L et de 12,5 mg COT/L dans l'effluent. Les bactéries hétérotrophes dégradent donc efficacement le carbone organique et leur acclimatation à un nouveau substrat et à de nouvelles conditions physiques s'est avérée très rapide (quelques jours).

3,2 P_t, o-PO_4

Les boues activées ayant servi à l'inoculation du réacteur n'étaient pas des boues effectuant l'enlèvement amélioré du P. En effet les teneurs en orthophosphates de l'affluent de l'usine de Haute-Bécancour sont relativement faibles (1-2 mg/L) et par conséquent l'effluent traité contient facilement moins de 1 mg P/L. L'EUS utilisée pour l'alimentation de notre RBS contient principalement des o-PO_4 avec une concentration moyenne de 17,7 mg/L. Les rendements d'enlèvement du P par le RBS sont de l'ordre de 77 et 80 % pour l'enlèvement respectif du P_t et des o-PO_4 pendant les trois premiers mois d'opération, de 82 et 86 % en moyenne pour le troisième mois d'opération et de 99,6 et 95,9 % respectivement au jour 266 (Figures 3,1 3,2 3,3). Noter que les teneurs sont exprimées en phosphore et non en phosphates.

L'effluent résultant du traitement contient au bout de trois mois d'opération 1,5 et 1,4 mg P/L pour le P_t et les o-PO_4 et moins de 0,1 mg P/L au jour 266. La diminution des taux d'enlèvement du P après le premier mois d'opération correspond à la période où la composition de l'EUS a été modifiée, afin d'augmenter les concentrations en P dans l'affluent. Cela a perturbé le système pendant quelques jours. L'analyse du contenu spécifique en P des boues décantées dans le RBS a montré que le rapport P/MVES des boues a augmenté de 64 % après trois mois de traitement seulement.

3,3 TKN, NH_4, NO_2+NO_3

Au bout de trois mois de fonctionnement du réacteur, la biomasse s'est acclimatée à l'enlèvement de l'azote Kjeldhal totale (TKN) en atteignant un rendement moyen pour le dernier mois de 94 % (et de 98,5 % après huit mois), ce qui correspond à un effluent dont la teneur moyenne pendant le troisième mois était de 2,4 mg/L et a diminué à moins de 0,4 mg/L au jour 266. Le comportement de l'azote ammoniacal (NH_4) a une tendance similaire à celle du TKN avec un rendement moyen d'enlèvement pour le huitième mois légèrement supérieur à celui de l'azote Kjeldhal totale de 99,6 % (Figures 3,1 3,2 3,3).

La nitrification s'est produite dans le réacteur après 20 jours seulement et s'est intensifiée au bout de 40 jours d'opération, pour atteindre des valeurs se situant entre 1,8 et 3,8 mg NO_2+NO_3/L (Figure 3,2). L'affluent étant principalement composé d'azote ammoniacal, la teneur en nitrites-nitrates est négligeable. La stabilité dans le processus de nitrification est difficile à atteindre et les concentrations en nitrites-nitrates varient dans le temps. Cependant les rendements d'enlèvement de l'ammoniaque sont élevés et le rapport moyen pour le troisième mois d'opération en azote enlevé/DCO éliminée est de 3,4 %. Ce rapport est plus élevé que le rapport théorique des besoins en azote pour la croissance et la multiplication cellulaire qui est estimé à 2 % (Metcalf et Eddy, 1991), cela provient probablement du fait qu'une partie de l'azote est adsorbée sur les flocs des boues.

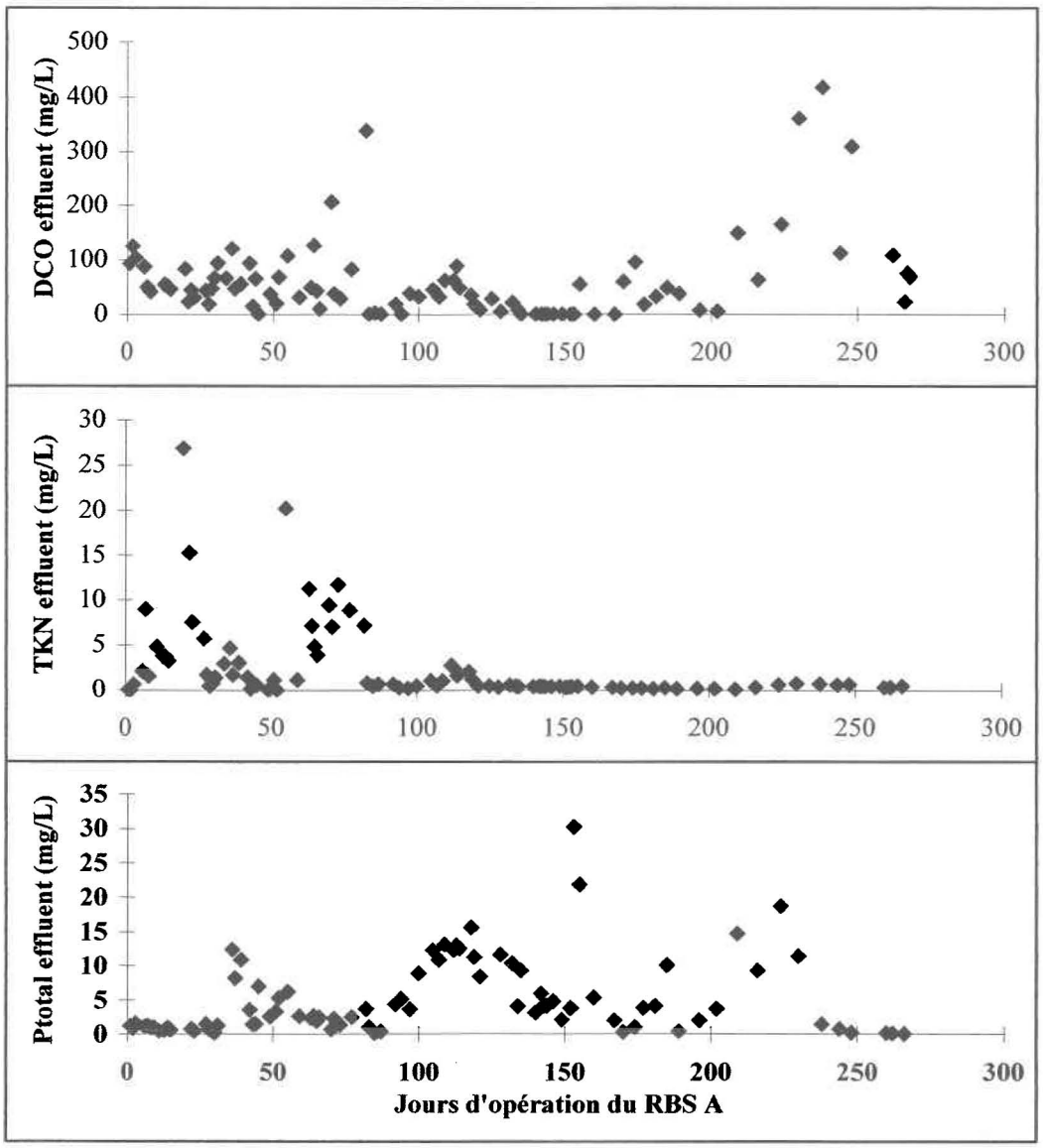


Figure 3,1 **Évolution de la DCO, du TKN et du P total dans l'effluent du RBS A pour les huit premiers mois d'opération**

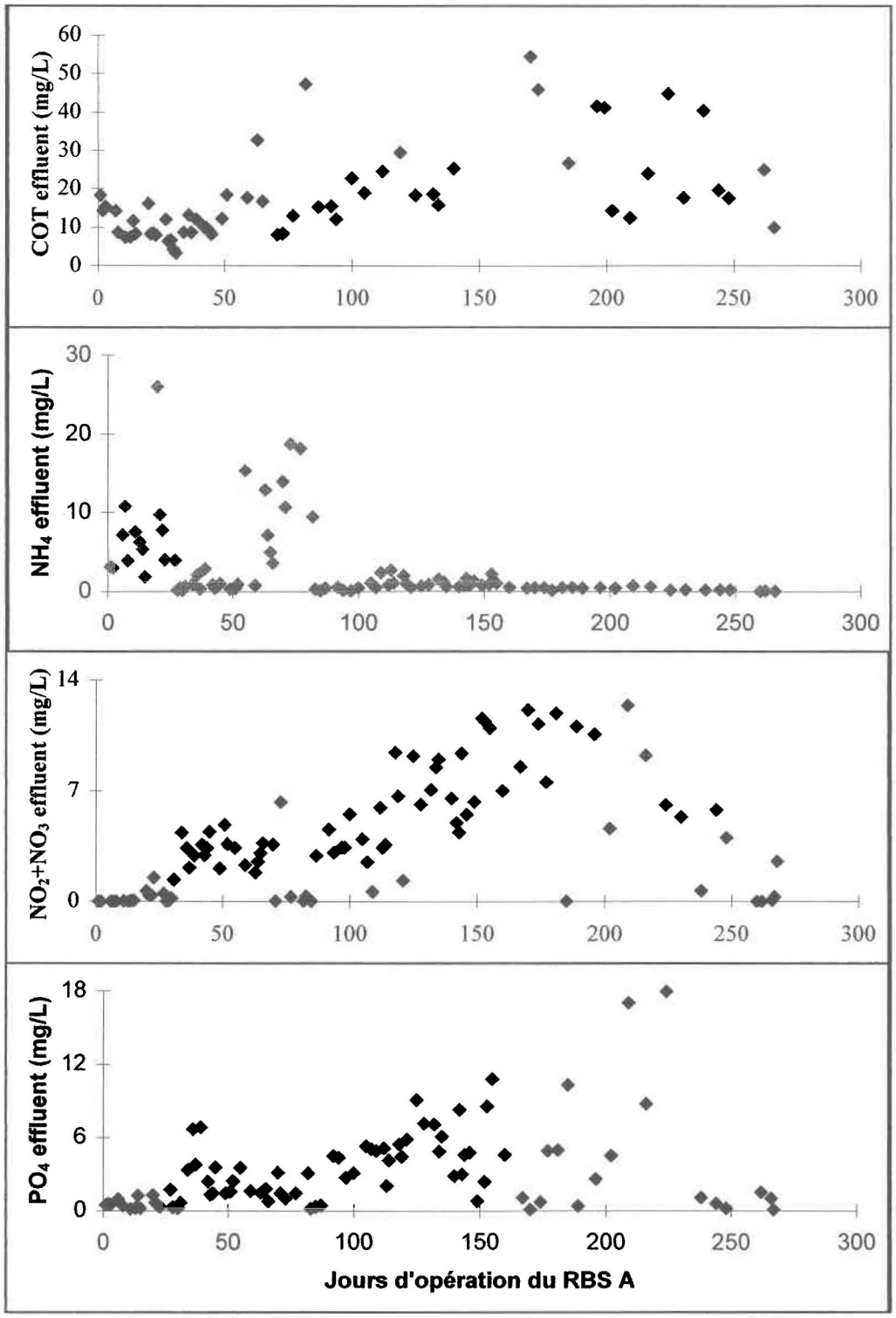


Figure 3,2 **Évolution du COT, des NO_2+NO_3, des NH_4 et des o-PO_4 dans l'effluent du RBS A pour les huit premiers mois d'opération**

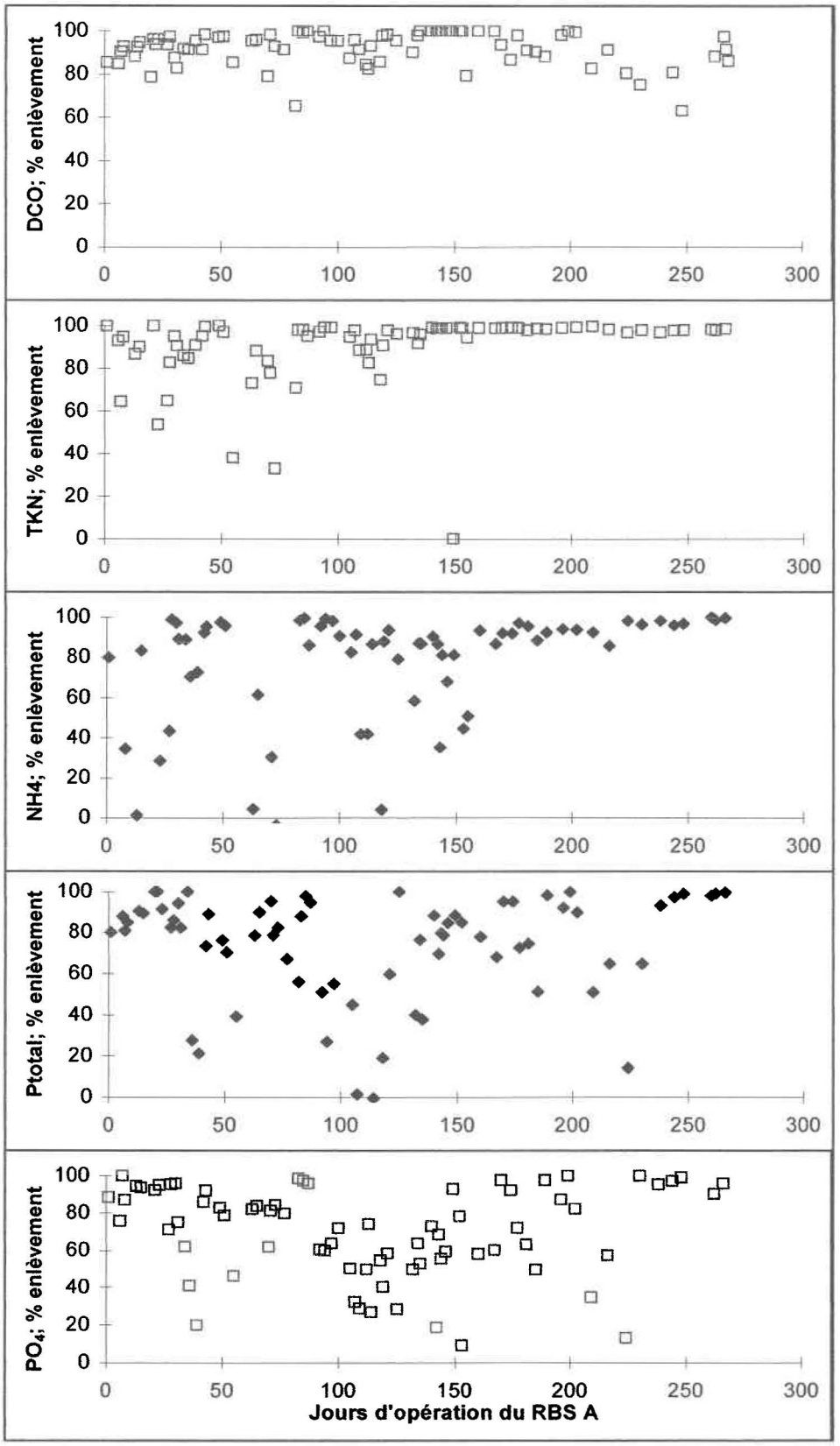


Figure 3,3 Efficacité d'enlèvement des nutriments dans le RBS A

3,4 Comportement des différents paramètres analysés pendant le cycle de traitement du RBS A

Les analyses effectuées dans les échantillons récoltés pendant quelques cycles complets de traitement nous ont permis de suivre le comportement de la biomasse en présence d'une pollution carbonée, azotée et phosphorée. Les paramètres suivants ont été étudiés dans le surnageant filtré des échantillons de LM : DCO, COT, TKN, NH_4, NO_2-NO_3, P_t, o-PO_4, pH et température. La Figure 3,4 présente l'évolution des nutriments, du pH et de la température pendant deux cycles de traitement du RBS A, après 71 et 273 jours d'opération.

Dans les deux cycles, la DCO est consommée presque totalement pendant la première heure en anoxie/anaérobie (Figure 3,4). Ce qui suggère, selon la littérature (Comeau *et al.*, 1987), que les OAP dégradent en grande partie le substrat facilement biodégradable pour l'emmagasiner dans les cellules sous forme de PHA. Les OAP en anaérobiose emmagasinent des réserves de carbone dont la conversion du substrat en PHA est réalisée grâce à l'énergie fourni par les polyphosphates présents dans les cellules; ces réserves de carbone serviront pour l'emmagasinement des poly-P et la croissance lorsque les cellules seront soumises à des conditions d'aérobiose et de carence en substrat externe (Comeau *et al.*, 1987).

Le relargage du P était peu perceptible dans le RBS A après 71 jours d'opération. À la Figure 3,4 on remarque une très légère augmentation du P en anaérobie et une utilisation du P relargué en aérobie. Ce qui correspond au rendement d'enlèvement moyennement performant de 85 % des o-PO_4 après trois mois de fonctionnement. L'augmentation du relargage du P au jour 273 (relargage de plus de 60 mg/L) a entraîné un rendement d'enlèvement du P effectivement plus élevé (96 %). L'acclimatation des bactéries déphosphatantes est par conséquent très long et nécessite plusieurs mois avant que la proportion des OAP dans le réacteur soit suffisante pour que le relargage s'effectue de façon importante.

Durant les 20 premiers jours de la mise en marche du réacteur aucune nitrification n'a eu lieu, puis les teneurs en nitrates dans l'effluent ont augmenté radicalement jusqu'à 4 mg/L au 34^{ième} jour. La population de bactéries nitrifiantes s'est donc accrue après un cycle d'âge des boues (entre 20 et 30 jours). L'enlèvement de l'azote TKN et ammoniacal s'est améliorée suite à l'apparition de la nitrification dans le RBS A (Figure 3,3). Cependant, aux jours 71 et 273 la nitri-

fication était tout de même faible (moins de 1 mg/L), cela provient probablement du fait que les teneurs en NH_4 à l'affluent ne sont pas trop excessives par rapport aux besoins pour la croissance des micro-organismes.

Le pH tend à augmenter en phase aérobie, cela provient d'un dégazage de CO_2, phénomène fréquent dans les systèmes pilotes (la surface de contact avec l'atmosphère étant grande par rapport à la profondeur du réacteur). La température est celle ambiante et oscille entre 20 et 21 °C.

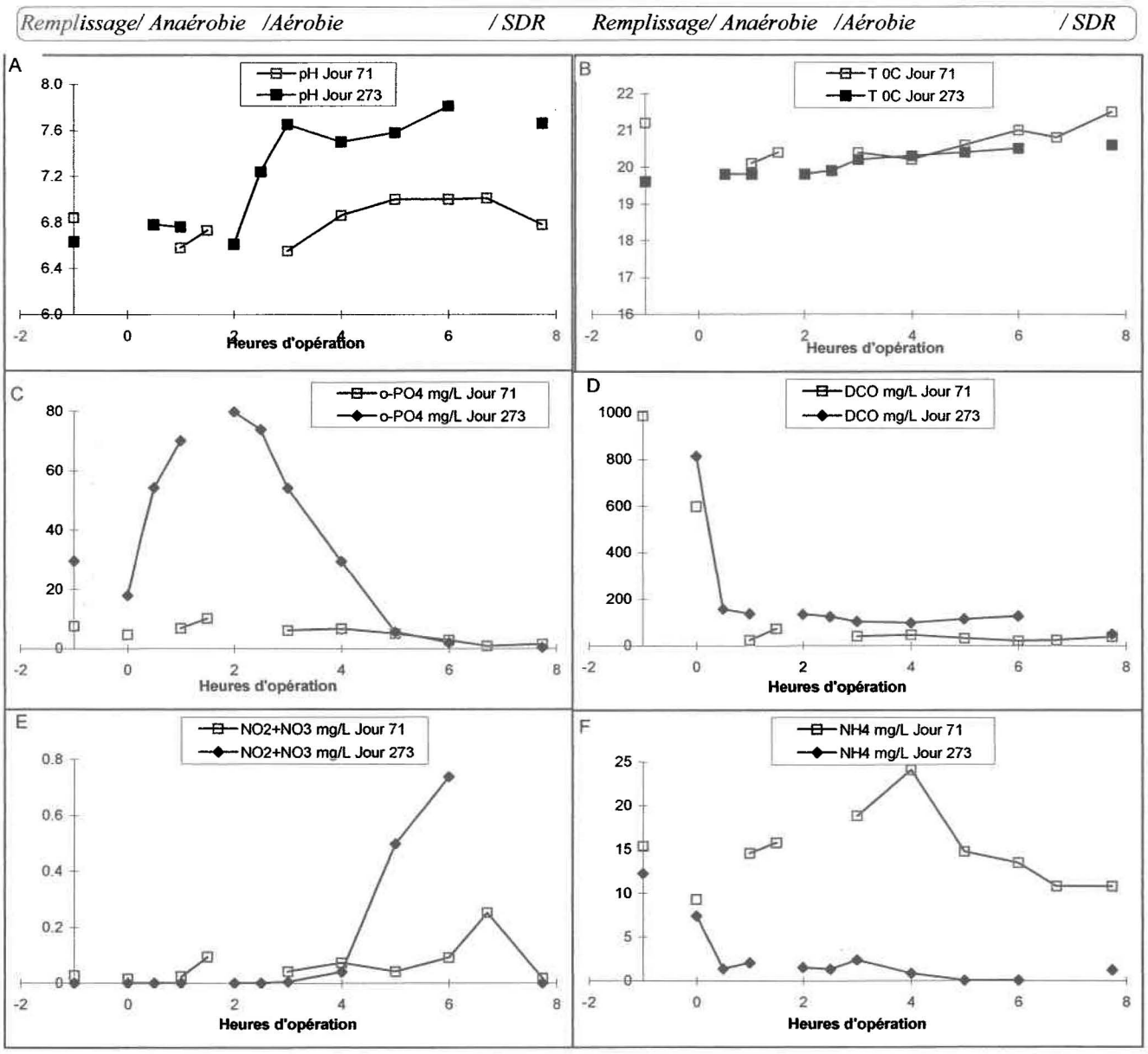


Figure 3,4 **Comportement du pH, de la température, des o-PO_4, de la DCO, des nitrites-nitrates et de l'ammonium dans le RBS A au cours de deux cycles de traitement-jours 71 et 273. Note : SDR- soutirage de la LM, décantation et repos**

3,5 Comparaison de l'acclimatation de la biomasse entre les RBS A et B

Les rendements d'enlèvement des nutriments atteints après huit mois de fonctionnement du RBS A, associés aux concentrations résiduelles à l'effluent, sont les suivants (jour 266, 11 novembre 1997) : DCO 97,4 %-22,8 mg/L ; COT 96,6 %-9,9 mg/L ; TKN 98,5 %-0,43 mg/L ; NH_4 99,6 %-0,05 mg/L ; P_t 99,6 %-0,11 mg/L ; o-PO_4 95,9 %-0,08 mg/L ; NO_2+NO_3 0,07 mg/L ; P_{LM} 5,9 % (mg P/mg MVES) et N_{LM} 7,6 % (mg N/mg MVES). La température et le pH de l'effluent traité étaient de 7,5 et 21 °C, avec des teneurs en MES et MVES de 2,4 et 2,0 mg/L respectivement.

L'acclimatation de la biomasse du RBS B a pris environ 37 jours (rendement d'enlèvement de la DCO de 92,1 %). Un problème avec le système d'aération a diminué l'enlèvement de la DCO à 16,4 % (au jour 56), un ajout de 10 % du volume utile des boues du RBS A a permis de recouvrer l'efficacité du système (enlèvement de la DCO à 96 %) en quelques jours seulement. L'enlèvement du TKN a atteint 99,8 % en sept jours d'opération avec une moyenne de 96,5 % pendant l'acclimatation. La nitrification n'a pas atteint de stabilité pendant cette période (de 0,5 à16,1 mg NO_2+NO_3/L, avec une moyenne de 5,9 mg/L). L'enlèvement moyen du P_t et des o-PO_4 durant les deux premiers mois d'opération était de 58 % et 54 % respectivement, avec un maximum atteint de 97 à 99 % après stabilisation. Les concentrations en P et en N de la boue sont, après stabilisation du système, de 5,5 % (mg P/mg MVES) et 14,3 % (mg N/mg MVES).

Les concentrations résiduelles à l'effluent après stabilisation du RBS B sont de (jour 69, mg/L) : DCO-66,8 ; COT-14,5 ; TKN-0,38 ; NH_4-0,04 ; P_t-0,07 ; o-PO_4-0,07 ; NO_2+NO_3-négligeable ; pH-7,7 ; température-21 °C ; MES et MVES 8,8 et 8,4 mg/L respectivement. Le TRS moyen pendant l'acclimatation était d'environ 20-25 jours pour les deux RBS.

Le Tableau 3,1 présente les valeurs moyennes (avec écart-type) des rendements d'enlèvement des nutriments et des concentrations résiduelles à l'effluent traité dans les RBS A et B lorsqu'un état pseudo-établi dans les réacteurs a été observé.

Tableau 3,1 Rendements moyens d'enlèvement des nutriments (%) et leurs concentrations résiduelles à l'effluent traité (mg/L) pendant l'acclimatation de la biomasse et les teneurs en N et P contenues dans la biomasse en régime pseudo-établi, dans les RBS A et B (13 jours d'opération)

Paramètres	Valeur moyenne / écart-type	RBS A	RBS B
DCO	% enlèvement	92,1/4,1	92,1/3,5
	Concentration résiduelle à l'effluent (mg/L)	63,0/26,9	69,3/22,2
COT	% enlèvement	90,3/6,4	89,6/4,5
	Concentration résiduelle à l'effluent (mg/L)	18,1/6,6	22,3/8,0
TKN	% enlèvement	96,5/4,7	96,9/3,0
	Concentration résiduelle à l'effluent (mg/L)	0,6/0,7	0,5/0,4
NH_4	% enlèvement	91,3/15,5	95,0/9,8
	Concentration résiduelle à l'effluent (mg/L)	0,6/0,8	0,3/0,3
$NO_2 + NO_3$	Concentration à l'effluent (mg/L)	1,3/2,1	0,6/1,4
P_t	% enlèvement	99,1/0,6	99,4/0,4
	Concentration résiduelle à l'effluent (mg/L)	0,2/0,1	0,2/0,1
o-PO_4	% enlèvement	99,5/0,6	98,1/2,4
	Concentration résiduelle à l'effluent (mg/L)	0,2/0,1	0,4/0,5
MES	Concentration à l'effluent (mg/L)	4,7/2,8	4,8/2,7
MVES	Concentration à l'effluent (mg/L)	4,3/2,2	4,6/2,5
pH effluent		7,6/0,1	7,6/0,1
P_t dans la boue	% (g P/ g MVES)	6,8/1,5	6,0/1,6
TKN dans la boue	% (g N/ g MVES)	11,4/2,6	11,5/2,5

La Figure 3,5 donne un exemple de l'augmentation de la rapidité de l'acclimatation de la biomasse lorsqu'une proportion des boues d'ensemencement est déjà acclimatée à la déphosphatation biologique. En effet, les deux RBS : A (boues non acclimatées) et B (15 % de boues acclimatées au départ), ont été échantillonnés au cours d'un cycle de traitement, après environ 70 jours d'opération. On remarque que le métabolisme de relargage de P en anaérobie et d'utilisation subséquente en aérobie n'était pas développé dans le RBS A, tandis que le relargage est notable dans le RBS B après 74 jours d'opération seulement (29,2 contre 1,6 mg P relargué/L dans les RBS A et B respectivement). Noter que les deux RBS ne présentaient pas de nitrates entrant la zone non-aérée au début du cycle.

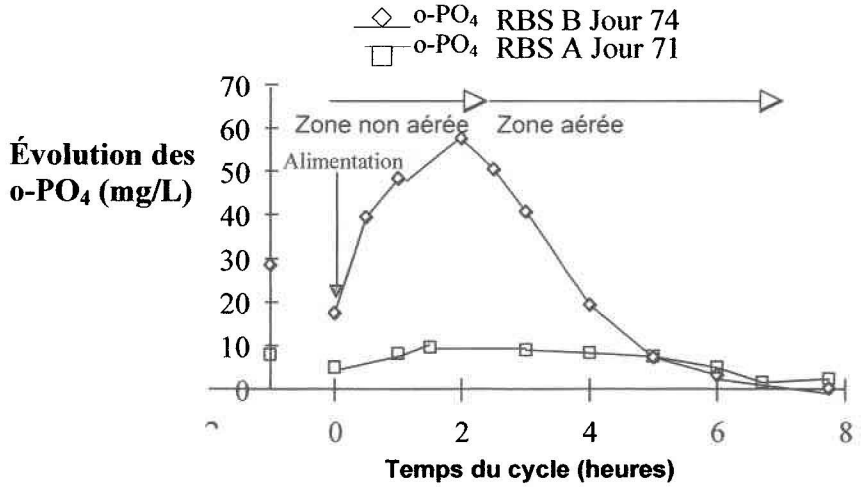


Figure 3,5 **Comparaison de l'évolution des orthophosphates pendant le cycle de traitement entre les RBS A et B après 71 et 74 jours d'opération respectivement. Cycle : anaérobie 2,5 h /aérobie 4,25 h /décantation et soutirage de l'effluent 1 h**

3,6 Test poly-P

Le test poly-P décrit au Chapitre 2 (section 2,13) permet de connaître la fraction du P dans la biomasse qui correspond au potentiel de déphosphatation biologique et au P précipité. Deux tests ont été effectués dans le RBS A, le premier pendant une période de mauvais fonctionnement du système suite à une perte importante de biomasse causée par un bris mécanique et le second après récupération de la biomasse en quelques semaines. Les résultats du premier test, le 7 mai 1997 (jour 78 du réacteur), sont les suivants : P_t - 3,7 %, $P_{précipité}$ - 1,8 % et $P_{poly\text{-}P}$ - 0,4 %. Le second test, le 28 mai 1997 (jour 99 du réacteur : P_t - 3,8 %, $P_{précipité}$ - 0,6 % et $P_{poly\text{-}P}$ - 1,7 %) montre que la récupération de la biomasse a permis aux OAP de recouvrer leur capacité d'emmagasinement du P en excès ($P_{poly\text{-}P}$: 1,7 % le 28 mai 1997 versus 0,4 % le 7 mai 1997).

En résumé, il est certain que l'inoculation de la biomasse de départ d'un système RBS par une boue déjà acclimatée à la déphosphatation biologique améliorée permet d'accélérer l'acclimatation de la biomasse et d'atteindre une efficacité d'enlèvement des nutriments optimale en quelques semaines d'opération seulement.

4 EFFET DU TEMPS DE RÉTENTION DES SOLIDES SUR L'ENLÈVEMENT DES NUTRIMENTS DANS UN RBS ALIMENTÉ AVEC UNE EAU USÉE SYNTHÉTIQUE

4,1 Contexte

L'optimisation des processus d'enlèvement biologique du P dans un système RBS est essentielle, afin d'atteindre les teneurs requises en P à l'effluent traité (≤ 1 mg/L) et ce, spécifiquement pour les eaux usées fortement concentrées en P. Les processus naturels d'enlèvement du P de l'eau usée sont l'utilisation par les micro-organismes et la précipitation/adsorption avec la biomasse traitante. Par ailleurs, la production de boue dépend fortement du temps de rétention des solides (TRS) et ce dernier peut donc avoir une influence importante sur la capacité d'enlèvement de P du système.

Les hypothèses sur le TRS optimal d'un système de traitement biologique des eaux usées qui ont été émises par certains groupes de recherche dans le monde ont été présentées dans la revue de littérature (Chapitre 1). Les études systématiques portant sur l'effet du TRS sur l'enlèvement des nutriments dans un système RBS sont restreintes. L'objectif des travaux présentés dans ce chapitre est d'étudier l'effet du TRS sur l'enlèvement biologique des nutriments dans un système RBS traitant une eau usée synthétique chargée en nutriments.

4,2 Présentation des résultats et discussion

Les différents paramètres mesurés et analysés dans les deux RBS pendant la période des essais sur le TRS, qui ont nécessité environ trois mois d'opération, sont présentés et discutés dans cette section. Les tests sur le TRS ont débuté après la stabilisation des RBS (période d'acclimatation, Chapitre 3). Le Tableau 4,1 présente les rendements moyens d'enlèvement des nutriments, ainsi que les concentrations résiduelles en nutriments à l'effluent traité et les teneurs en N et P contenues dans la biomasse selon le TRS étudié. À noter que les valeurs ponctuelles mesurées dans le temps des nutriments dans l'affluent et dans l'effluent sont présentées à l'Annexe 2 de la thèse (Tableaux C et D).

Tableau 4,1 Rendements moyens d'enlèvement des nutriments (%) et leurs concentrations résiduelles à l'effluent traité (mg/L) vers la fin des essais (n=3), et les teneurs en N et P contenues dans la biomasse en régime pseudo-établi, à différents TRS

Paramètres	TRS (jours)	10	15	20	25	30
		Efficacité d'enlèvement, % (concentrations résiduelles à l'effluent, mg/L)				
DCO	Moyenne	94,4 (50,1)	93,2 (23,7)	90,8 (55,4)	91,2 (69,8)	91,2 (78,6)
	Écart-type	4,4	4,5	7,3	4,3	11,8
COT	Moyenne	89,7 (25,9)	86,2 (25,7)	89,9 (18,7)	89,6 (20,5)	83,6 (38,7)
	Écart-type	7,5	8,4	5,8	4,5	7,3
TKN	Moyenne	97,2 (0,5)	96,1 (0,7)	96,8 (0,9)	93,8 (0,7)	91,8 (0,7)
	Écart-type	2,9	5,9	4,4	5,8	6,2
NH_4	Moyenne	93,7 (0,1)	95,4 (0,4)	92,5 (1,1)	92,4 (0,5)	86,8 (0,3)
	Écart-type	9,5	5,2	14,6	10,5	13,4
$NO_2 + NO_3$ effluent	mg/L	0,3	3,1	0,02	0,2	8,5
P_t	Moyenne	62,6 (4,7)	38,7 (25,6)	97,2 (0,2)	90,6 (0,2)	47,3 (9,4)
	Écart-type	24,0	16,3	4,9	11,3	27,2
o-PO_4	Moyenne	68,7 (3,4)	64,0 (15,8)	93,1 (0,2)	86,9 (0,3)	44,0 (9,1)
	Écart-type	17,0	24,0	9,6	16,9	22,6
MES effluent	mg/L	27,3	26,2	4,3	2,9	115,3
MVES effluent	mg/L	24,4	23,6	4,0	2,9	98,7
pH effluent		7,7	7,7	7,6	7,7	7,7
P_t dans la boue	% (g P/ g MVES)	6,7	5,1	6,4	7,75	3,3
TKN dans la boue	% (g N/ g MVES)	14,1	13,9	8,3	10,7	8,9

4,2,1 MES et MVES à l'effluent et dans la liqueur mixte (LM), indice de volume des boues (IVB) et le ratio F/M « food /microorganisms »

Les concentrations en matières en suspension (MES) dans l'effluent traité étaient généralement inférieures à 30 mg/L à des TRS de 20 et 25 j, puis ont augmenté légèrement lorsque les TRS ont été diminués à 10 et 15 j et étaient très élevées à un TRS de 30 j (turbidité : valeur maximale de 115 mg MES/L) (Tableau 4,1, Figure 4,1a).

Les concentrations en matières en suspension dans la liqueur mixte (MESLM) ont peu varié selon les différents TRS étudiés (Figure 4,1b) (rapport moyen MVESLM /MESLM = 0,8). Les concentrations moyennes de MVESLM par TRS étudié étaient de (mg/L) : 7000-30 j, 8000-20 j et 25 j, et ont diminué à 6000 et 5000 aux TRS de 15 et 10 j respectivement.

L'indice de volume des boues (IVB) était en général très bas (entre 30 et 65 mL/g) indépendamment du TRS étudié (Figure 4,1c). Ce qui indique une très bonne décantabilité des boues et que les bactéries filamenteuses ne sont pas présentes en excès dans le système.

Le ratio F/M moyen était de 0,2 kg DCO /kg MVESLM aux TRS de 20 et 30 j, et était légèrement plus élevé (0,27 kg DCO /kg MVESLM) aux TRS de 10 et 15 j (Figure 4,1d). Cette hausse du ratio F/M à des TRS inférieurs provient d'une baisse dans la concentration de MVESLM.

La production de boues *(Px = volume utile du RBS * MVESLM /TRS /1000)* était supérieure à des TRS de 10 et 15 j (3,2 et 3,5 g/j en régime pseudo-établi, respectivement) et décroît graduellement en augmentant le TRS de 20 à 30 j dans le système (2,5, 2,2 et 2,0 g/j aux TRS de 20, 25, 30 j, respectivement ; Figure 4,1e).

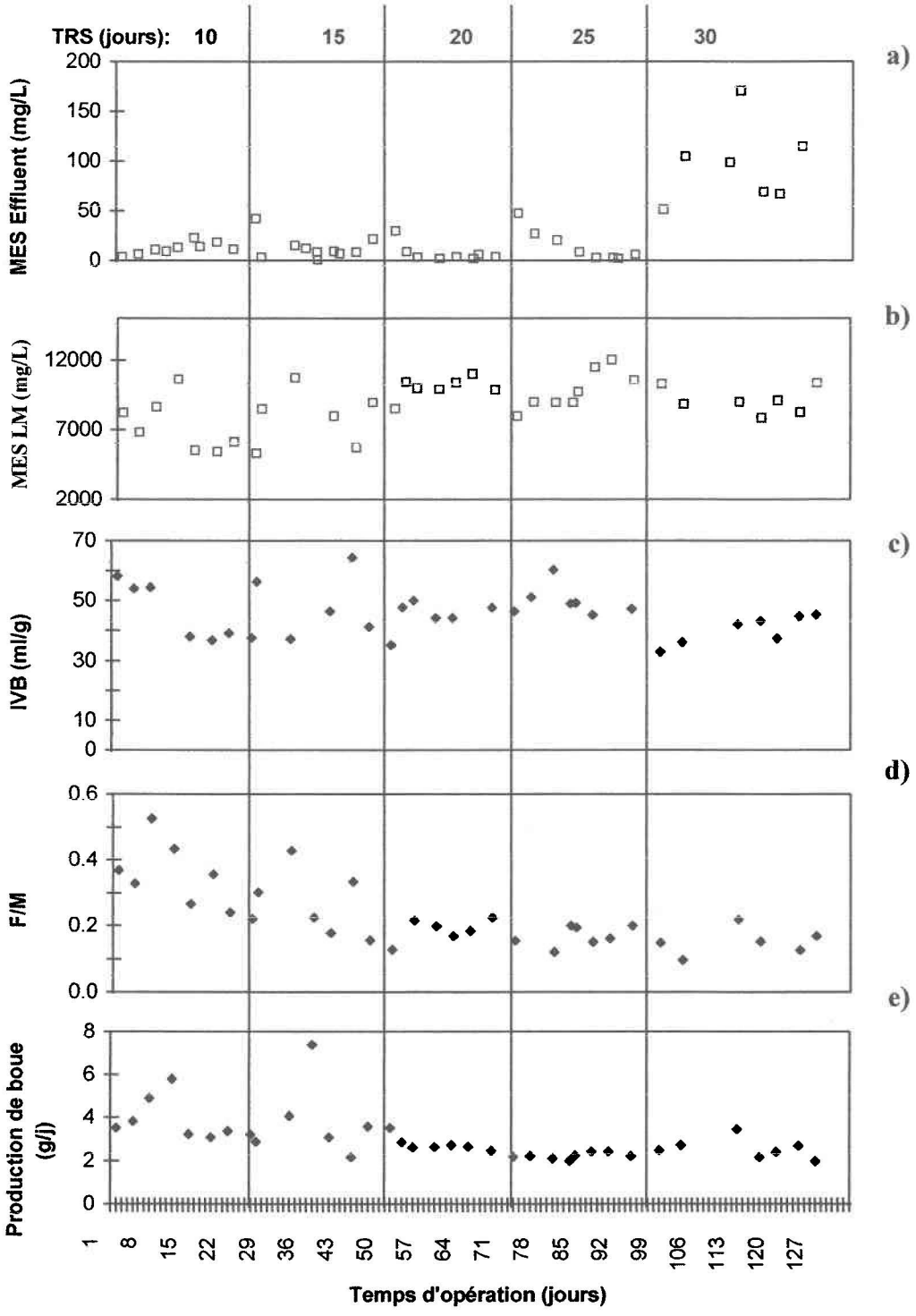


Figure 4,1 Variation de différents paramètres avec le TRS a) MES à l'effluent, b) MES dans la LM, c) IVB, d) ratio F/M et e) production de boue (g/j)

4,2,2 DCO, COT

L'enlèvement moyen de la DCO pour les TRS étudiés se situe entre 90,8 et 94,4 % (Tableau 4,1). L'enlèvement de la DCO est donc peu affecté par la variation du TRS (entre 10 et 30 j) dans le système (Figure 4,2a). La population de bactéries hétérotrophes croît rapidement et décompose la matière organique même à des TRS plus courts. À un TRS de 30 j, l'efficacité d'enlèvement de la DCO a largement varié et a démontré une instabilité du système à un TRS élevé (écart-type de 11,8 ; Tableau 4,1). La baisse de performance pour l'enlèvement de la DCO (efficacité d'enlèvement de 60 %) à un TRS de 30 j (Figure 4,2a), correspond à une teneur résiduelle élevée en DCO à l'effluent traité de 188 mg/L (Figure 4,3a). Cette DCO élevée était fort probablement causée par une teneur élevée en MES dans l'effluent (115 mg/L ; Figure 4,1a). Par conséquent, un TRS plus long dans le système RBS à l'étude peut entraîner la formation de flocs en tête d'épingle qui ne sédimentent pas rapidement et augmentent la turbidité de la phase liquide, ce qui éventuellement diminue l'efficacité du traitement biologique.

Une étude réalisée par Ra *et al.* (1997), traitant des eaux usées d'une porcherie dans un bioréacteur à quatre étapes, a démontré que l'enlèvement de la DCO, de l'ammonium et du TKN était supérieur à 80 % à un TRS de 17 j et que ce rendement a diminué à 58 % à un TRS plus élevé de 47 j. Ils ont attribué cette diminution d'efficacité, à un TRS de 47 j, à des concentrations élevées en MES dans l'effluent traité.

L'efficacité moyenne d'enlèvement du COT a varié entre 83,6 et 89,9 % avec des teneurs résiduelles dans l'effluent traité variant entre 13,8 et 28,7 mg/L (Tableau 4,1). Les valeurs les plus élevées en COT à l'effluent ont été observées à des TRS de 25 et 30 j. Des rendements d'enlèvement de près de 90 % (pour les TRS entre 10 et 25 j) suggèrent que les micro-organismes hétérotrophes utilisent efficacement le carbone organique et sont donc peu influencés par une variation du TRS entre 10 et 25 j. La baisse de l'efficacité d'enlèvement du COT à un TRS de 30 j (Figure 4,2b ; Tableau 4,1), peut être attribuée au relargage de carbone provenant de débris cellulaires (respiration endogène) inclus dans les micro-flocs de l'effluent.

4,2,3 TKN, NH_4, NO_2+NO_3

De façon similaire à l'enlèvement de la pollution carbonée, les rendements d'enlèvement de l'azote sont peu influencés par la variation du TRS : les valeurs moyennes d'enlèvement du TKN ont diminué de 97,2 à 91,8 % (avec des concentrations moyennes en TKN dans l'effluent traité inférieures à 0,9 mg/L) avec l'augmentation du TRS entre 10 et 30 j (Tableau 4,1). Un comportement similaire a été observé pour l'enlèvement de l'ammonium (Tableau 4,1). L'enlèvement global de l'azote ammoniacal et organique était excellent, atteignant fréquemment 99 % de rendement avec des concentrations résiduelles à l'effluent inférieures à 1,2 mg/L.

Les concentrations en TKN dans la boue (échantillons prélevés à la fin de la phase de traitement aérobie) se situaient entre 8,3 et 10,7 % (g N/g MVES) à des TRS de 20 à 30 j et ont augmenté légèrement à des TRS de 10 et 15 j (14 % g N/ g MVES ; Figure 4,5).

Les concentrations en NO_2+NO_3 étaient généralement faibles pour les TRS entre 10 et 25 j (concentrations moyennes inférieures à 4,0 mg/L ; Tableau 4,1) et ont augmenté à un TRS de 30 j (teneur moyenne de 7,5 mg/L ; Figure 4,3e ; Tableau 4,1). Cette augmentation est probablement causée par un accroissement, à un TRS plus long, de la population des bactéries nitrifiantes ayant un lent taux de croissance.

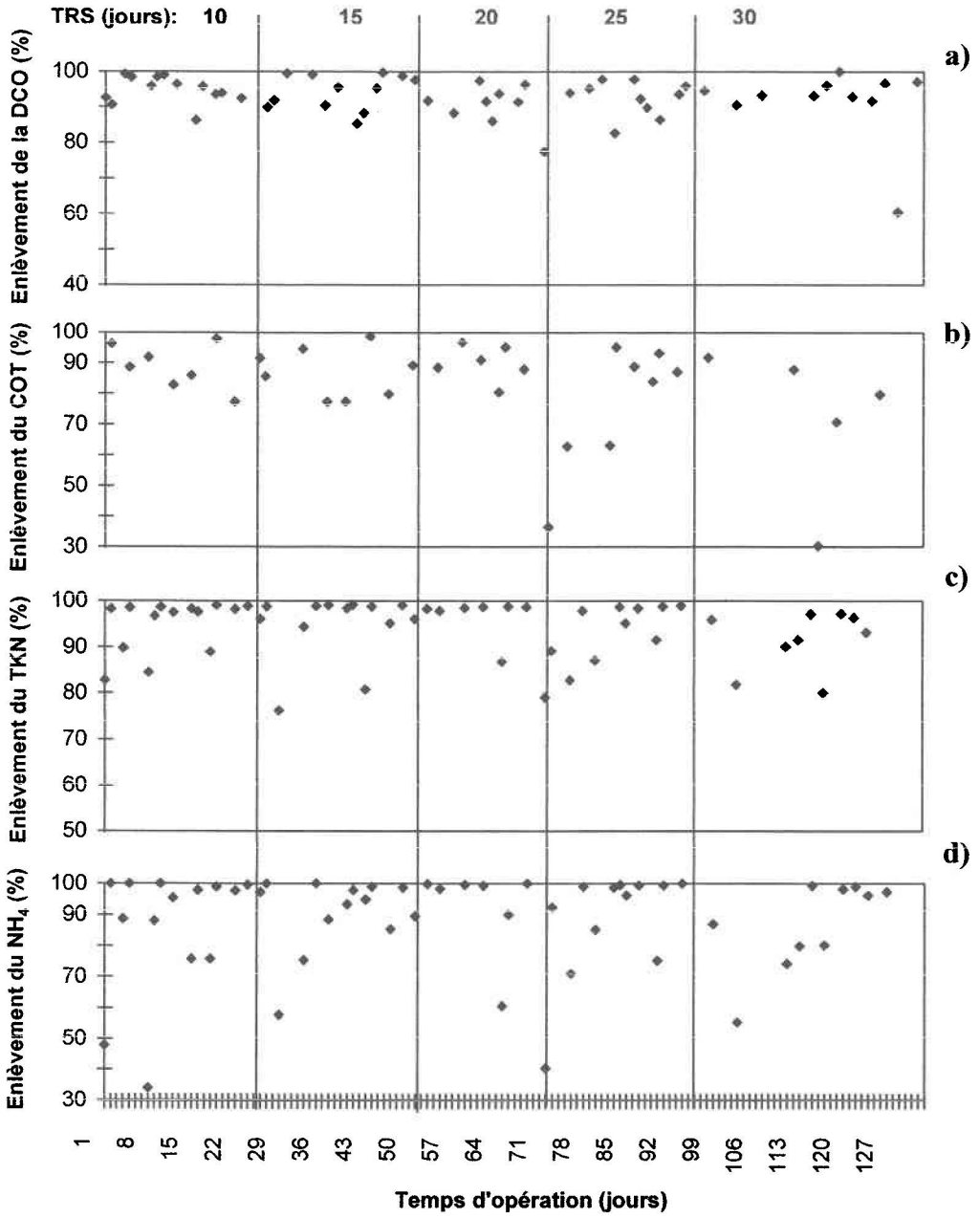


Figure 4,2 Variation des rendements d'enlèvement de la DCO, du COT, du TKN et du NH_4, à différents TRS.

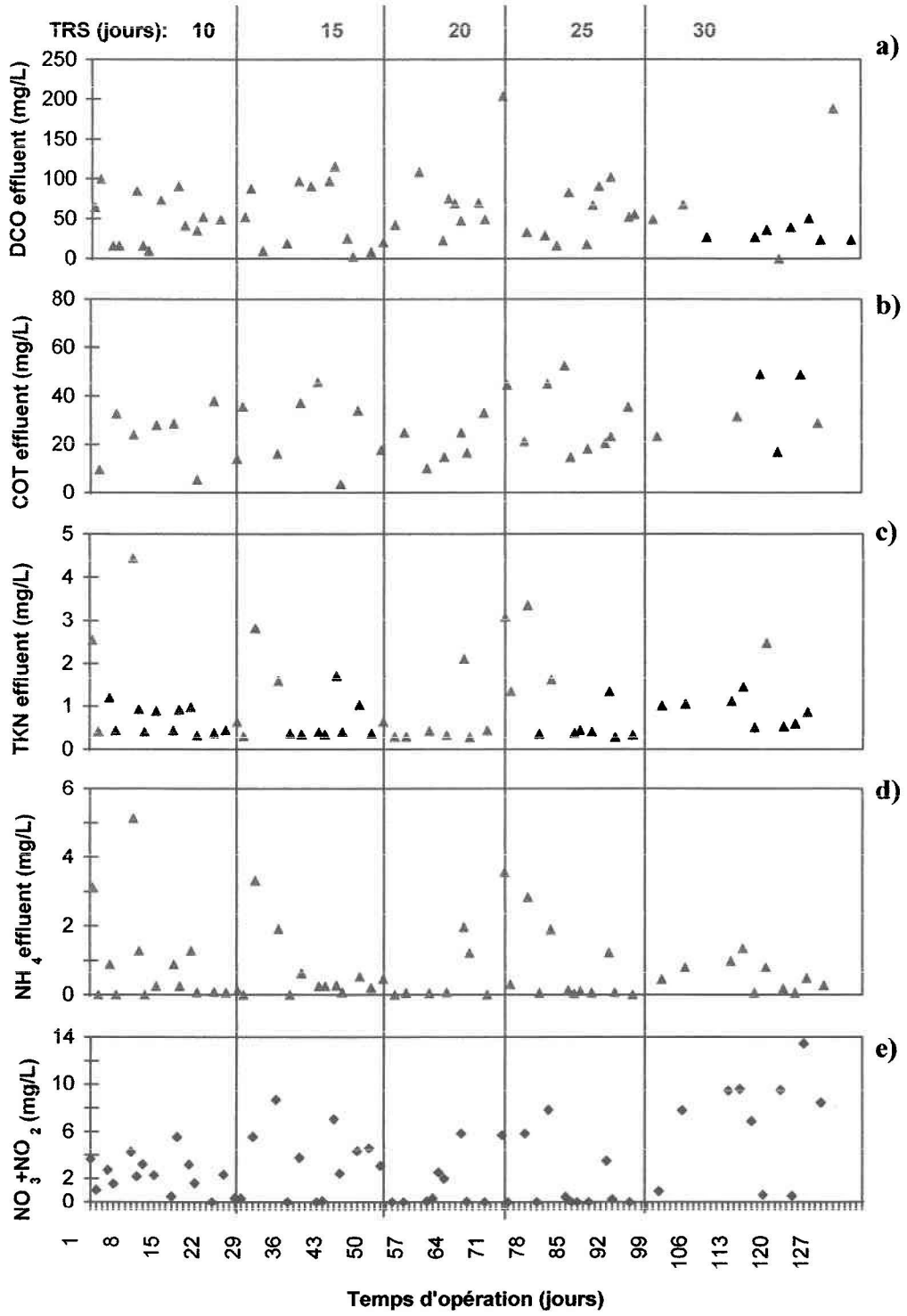


Figure 4,3 Variation des concentrations en DCO, COT, TKN, NH_4 et NO_3+NO_2 à l'effluent traité, à différents TRS

4,2,4 P_t, o-PO_4

Contrairement à la pollution carbonée et azotée, l'enlèvement du phosphore dans le système a largement varié selon le TRS étudié (Figure 4,6 a et b). L'efficacité moyenne d'enlèvement du P a été optimale à un TRS de 20 j (P_t 97,2 % et o-PO_4 93,1 %) et a été légèrement inférieure à un TRS de 25 j (P_t 90,6 % et o- PO_4 86,9 %), auxquelles correspondent des teneurs résiduelles à l'effluent de 0,2 à 0,3 mg/L (Tableau 4,1, Figure 4,6 c et d).

L'efficacité d'enlèvement du P a beaucoup diminué lorsque le TRS a été abaissé à 15 puis à 10 j (enlèvement du P_t et des o- PO_4 entre 38,7 % et 68,7 % pour les TRS de 10 et 15 j ; Tableau 4,1). Cela démontre que la population d'organismes accumulant le phosphore (OAP) est grandement diminuée à des TRS de 10 et 15 j. Cette diminution de la population des OAP peut provenir d'une moins grande capacité de compétition pour le substrat (AGV) à des TRS plus courts, avec, entre autres, les populations dénitrifiantes.

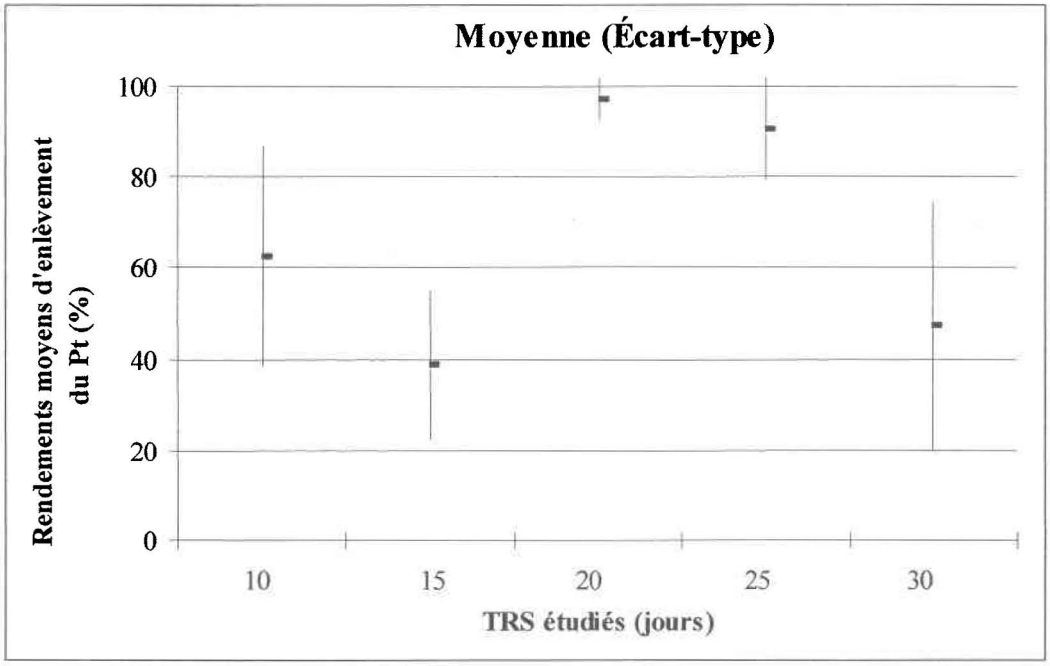
À un TRS de 30 j, l'efficacité moyenne d'enlèvement du P a diminué considérablement à 47 % pour le P_t et à 44 % pour les o-PO_4, auxquelles correspondent des teneurs résiduelles à l'effluent de 9,4 mg/L et 9,1 mg/L, respectivement (Tableau 4,1, Figure 4,6). Cette diminution de l'efficacité du traitement, à un TRS de 30 j, peut être attribuée à une forte turbidité de l'effluent persistante même après la phase de décantation des boues. La mauvaise séparation des phases liquide et solide est visible qualitativement, ainsi que par les concentrations élevées en MES à l'effluent traité (Figure 4,1a). La provenance de cette forte turbidité (aspect brouillé de l'effluent traité) n'est pas très bien déterminée à un TRS de 30 j. En effet, l'IVB était toujours très bas (30 à 45 mL/g ; Figure 4,1c). Cet indice permet d'identifier la présence d'un élément empêchant la bonne décantation des boues (bactéries filamenteuses, bulles d'N), mais ne permet pas de noter une mauvaise séparation des phases liquide et solide, telle que la présence de micro-flocs en suspension dans l'effluent traité. Cela démontre que des concentrations élevées en MES à l'effluent n'impliquent pas certainement un IVB élevé (> 100-150 mL/g).

La variation de l'efficacité d'enlèvement du P était considérable aux TRS de 10, 15 et 30 j (écart-type de 11,3 à 27,2 ; Tableau 4,1, Figure 4,6a et b), ce qui indique la difficulté du système à atteindre un niveau de stabilité de traitement.

La figure 4,4 présente sous forme de diagramme les rendements moyens d'enlèvement du P_t ainsi que les écarts-types reliés pour chaque TRS à l'étude. Les tirets horizontaux représentent les moyennes pour chaque TRS et les tirets verticaux représentent la moyenne ± un écart-type (exemple : si la moyenne est de 80 % et l'écart-type de 10, alors le tiret vertical s'étend de 70 % à 90 %). Nous observons que seuls les résultats obtenus au TRS de 20 jours et en partie ceux à 25 j sont différents des autres sur le graphique, que ce soit sur toute la période des essais (Figure 4,4a) ou en régime pseudo-stable (Figure 4,4b).

Afin de déterminer le niveau de confiance de la différence entre les résultats obtenus au TRS de 20 j et ceux obtenus aux autres TRS étudiés, un test statistique de type « STUDENT » a été réalisé avec les valeurs des rendements d'enlèvement du P_t pour chaque TRS étudié (donc sur toute la période des essais, n=[7-11]). L'utilisation du test « STUDENT » a établi que les rendements d'enlèvement du P_t des TRS de 10, 15, 25 et 30 j sont significativement distincts de ceux obtenus au TRS de 20 j (résultats des tests : entre 20 j et 10 j - 0,0007; entre 20 j et 15 j - $2,1 \times 10^{-6}$; entre 20 j et 25 j - 0,12; entre 20 j et 30 j - $8,8 \times 10^{-6}$). Évidemment, les résultats qui sont les plus similaires à ceux de 20 j sont ceux obtenus au TRS de 25 j.

a) pour toute la durée des essais par TRS n=[7-11]



b) en régime pseudo-établi n=3

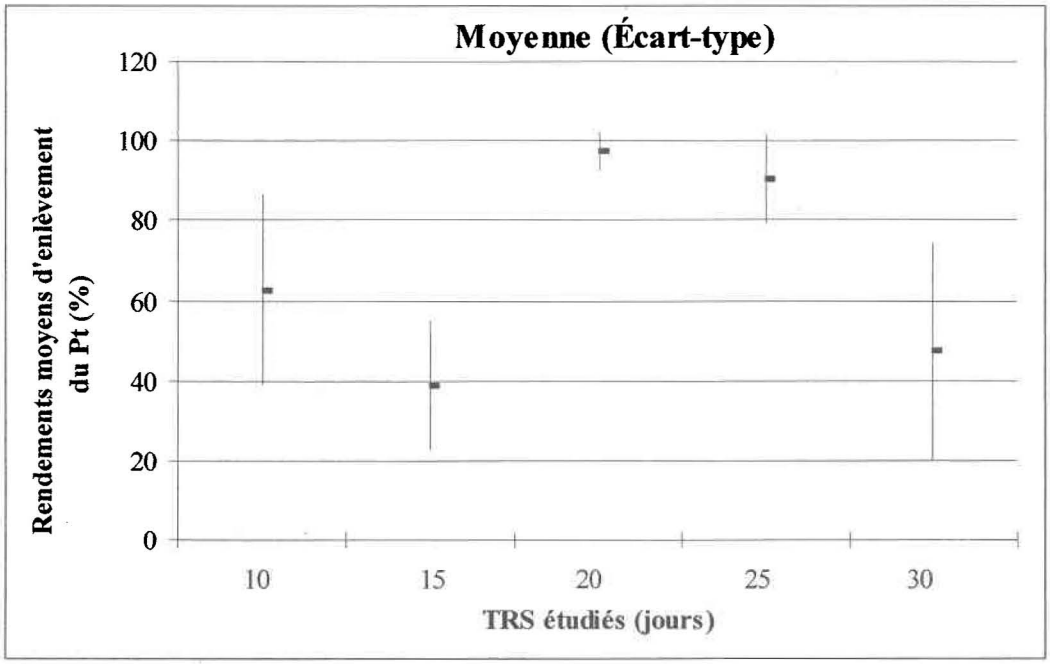


Figure 4,4 Diagramme de moyenne et d'écart-type des rendements d'enlèvement du P_t (%) pour les TRS étudiés a) pour toute la durée des essais par TRS, n=[7-11] et b) en régime pseudo-établi, n=3

Les teneurs moyennes en P dans la boue étaient plus élevées à des TRS de 10, 20 et 25 j (6,7, 6,4 et 7,75 % g P/g MVES, respectivement) que celles à des TRS de 15 et 30 j (5,1 et 3,3 % g P/g MVES, respectivement ; Figure 4,5, Tableau 4,1). Toutes les valeurs de P dans les boues étaient plus élevées que la teneur normale, associée aux besoins en P par les populations microbiennes, de 2 % g P/ g MVES (valeur basée sur la composition cellulaire: $C_5H_7NO_2P_{1/12}$), valeur trouvée dans les systèmes aérobies n'effectuant pas l'EBAP (Tétrault *et al.*, 1986). Cela suggère que les OAP étaient présents dans le réacteur et que le P est effectivement emmagasiné en excès par ces organismes lors de la phase aérobie du système RBS.

La prochaine section concerne les résultats des séries d'échantillonnages pendant le cycle de traitement du RBS et cela pour chaque TRS étudié, ces résultats permettent d'identifier les différentes phases du P dans le système.

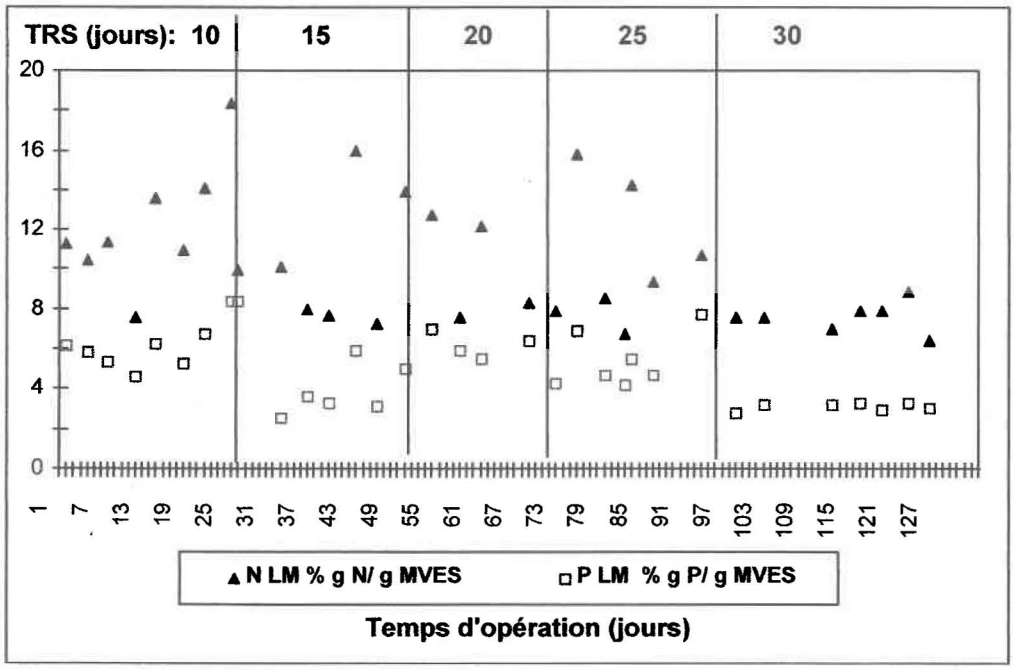


Figure 4,5 Concentrations en N et P dans la biomasse (% g P, N/ g MVES), à différents TRS

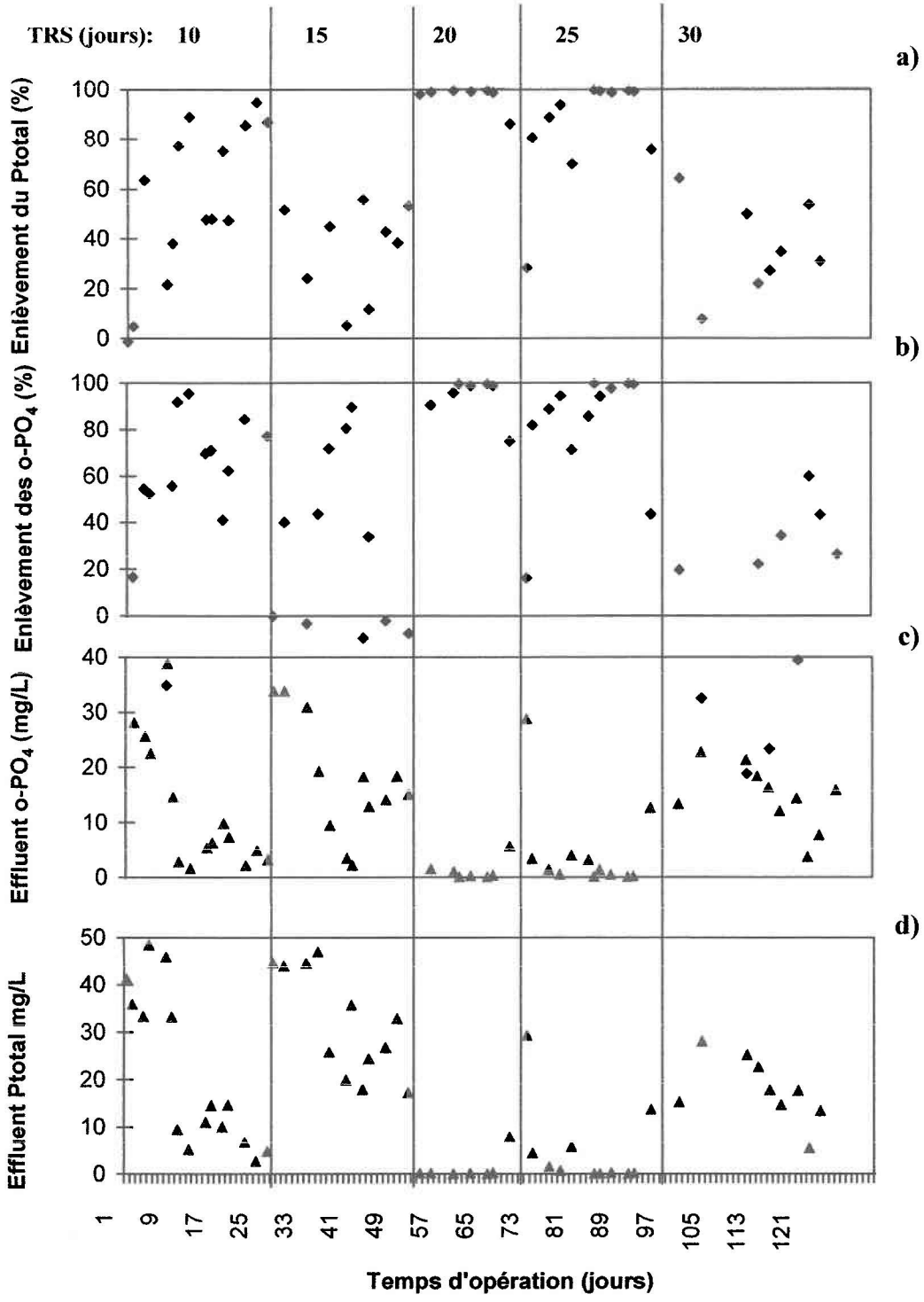


Figure 4,6 Variation des rendements d'enlèvement du phosphore total et des orthophosphates, et les concentrations à l'effluent traité, à différents TRS

4,2,5 Évolution des nutriments pendant le cycle de traitement du RBS pour chaque TRS à l'étude

Pratiquement toute la DCO était dégradée pendant le première heure de traitement non-aéré indépendamment du TRS étudié (Figure 4,7a). Les concentrations de NO_2+NO_3 en fin de traitement aérobie étaient généralement inférieures à 1 mg/L, sauf à un TRS de 30 j (Figure 4,7c). L'efficacité d'enlèvement de l'ammonium était toujours élevée pour les TRS étudiés (Figure 4,7d). Le pH se situait entre 6,6 et 7,3 pendant la phase anaérobie du traitement et augmentait dans la phase subséquente de traitement aérobie jusqu'à des valeurs entre 7,5 et 8,3 (Figure 4,7e). Cet accroissement du pH pendant la phase aérobie est probablement causée par un dégazage du CO_2 dans le réacteur ($HCO_3^- = CO_2 + OH^-$). La concentration en oxygène dissous variait entre 5 et 6,5 mg/L à la fin de la phase aérobie.

Tel que suggéré dans la littérature, sous des conditions d'anaérobie après la dénitrification, les OAP emmagasinent le carbone sous forme de PHB. Le produit intermédiaire emmagasiné est ensuite métabolisé pendant la phase aérobie pour subvenir aux besoins en énergie et en carbone. Dans le système à l'étude, le P relargué (en condition anaérobie) était optimal à un TRS de 20 j (62 mg/L). Les teneurs maximales en P relargué aux différents TRS étudiés pendant la phase anaérobie sont, associées aux TRS, en ordre décroissant : 20 › 25 › 10 › 30 › 15 j (Figure 4,7b). L'utilisation (accumulation) du P en aérobie par la biomasse est proportionnelle à la quantité de P relargué en anaérobie (Figure 4,7f). Par conséquent, l'activité de relargage de P et son utilisation subséquente par les OAP est influencée par le TRS imposé au système de traitement biologique.

L'utilisation du P en aérobie est 1,3 fois plus élevée que la quantité de P relargué en anaérobie (Figure 4,7f). Une quantité plus élevée de P accumulé signifie que le P relargué précédemment en anaérobie est réingéré et que le P apporté par l'eau usée entrant le système est en partie ou en totalité aussi accumulé par la biomasse (Yoon et Suzuki, 1990). Des résultats provenant de différentes études sont présentés à la Figure 4,7g et démontre un lien avec les résultats de nos recherches. En effet, la corrélation entre le P relargué et le P accumulé est de 1,27, ce qui est très près de la valeur de 1,3 obtenue avec nos essais.

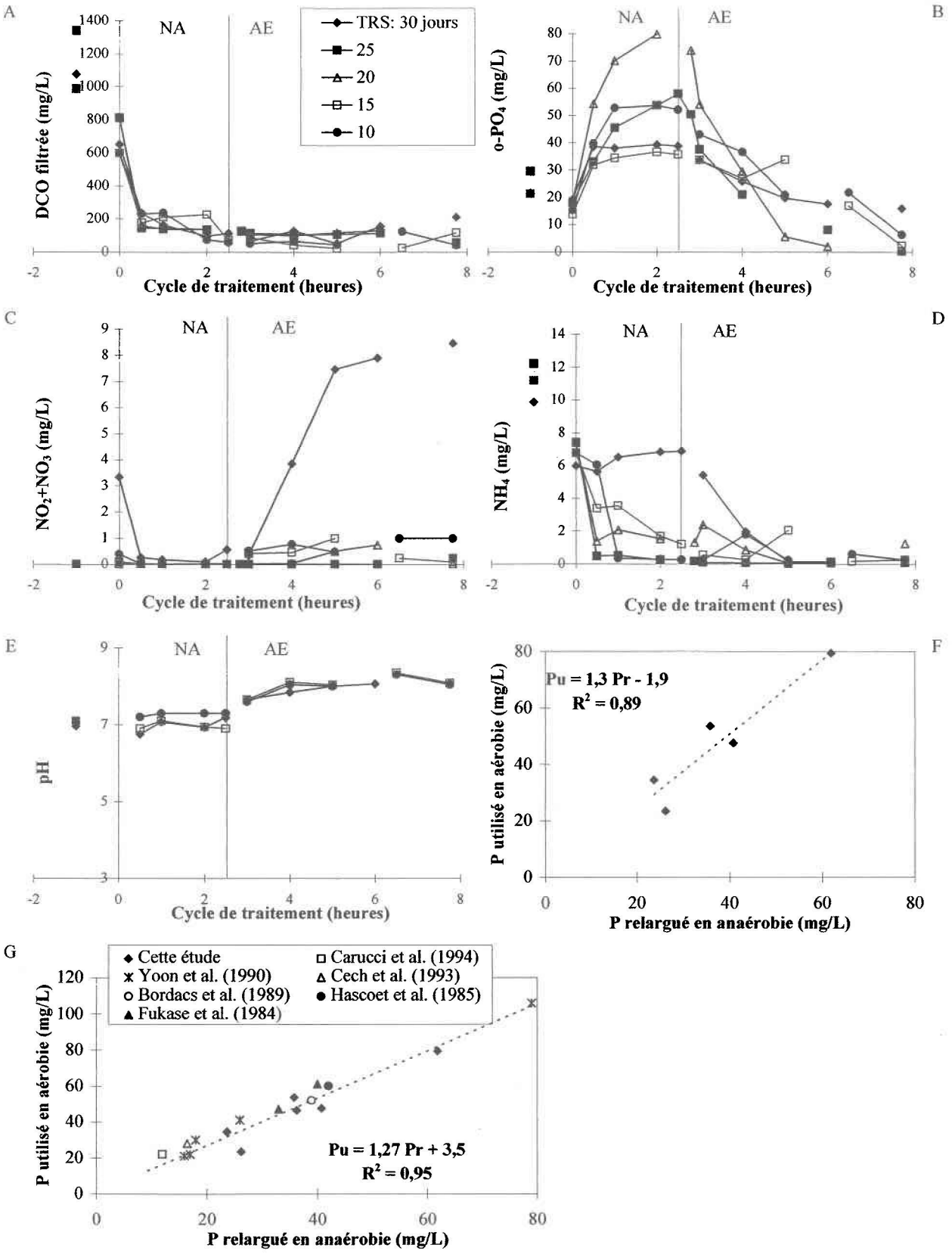


Figure 4,7 Variation des concentrations en nutriments (a, b, c, d) pendant le cycle de traitement du RBS, le pH (e); la relation entre les orthophosphates accumulé en aérobie et ceux relargués en anaérobie (f) et une comparaison avec les résultats obtenus par certains chercheurs (g) et à différents TRS

4,2,6 Tests de quantification de la teneur en polyphosphates des boues

Les différentes formes de P dans la boue (% g P/ g MES LM) ont été obtenues pour chaque TRS étudié et sont présentées à la Figure 4,8. Le P_t dans la boue à la fin de la phase aérobie est présenté par la ligne pointillée sur le graphique et est divisé en quatre principales parties (formes) : 1) $P_{organique}$, entre 30 et 55 % du P_t est utilisé par les cellules pour la croissance, la maintenance et la reproduction; 2) $P_{poly\text{-}P}$, entre 9 et 14,5 % du P_t est emmagasiné en excès par les OAP; 3) entre 32 et 54 % du P_t est sous forme précipité ou adsorbé avec la boue (probablement causé par le pH élevé ~ 8 à la fin de la phase aérobie) ; et 4) moins de 2,9 % du total-une faible portion du P dissous réside dans la liqueur mixte à la fin du traitement. Globalement, les concentrations en P_t dans la boue étaient inférieures à des TRS de 30 et 15 j, et maximales aux TRS de 10, 20 et 25 j.

On observe donc que les principaux mécanismes d'enlèvement du P dans ce système sont : presqu'à égalité les besoins de base des cellules et la précipitation/absortion avec la boue (entre 30 et 55 %), puis l'emmagasinement en excès par les OAP représente entre 9 et 14,5 % du processus d'enlèvement. Ce qui permet, dans certains cas, d'atteindre les normes de rejets de P dans les milieux naturels par un traitement biologique uniquement.

La tendance des taux de P_t dans la boue présentées à la Figure 4,8 montre que les pourcentages de P_t dans la boue tendent à diminuer avec l'augmentation du TRS, ce qui coïncide avec une augmentation des teneurs en MES dans la LM et à une décroissance de la production de boue (Px = baisse progressive de 3,2 à 2 g/j entre les TRS de 10 et 30 j). Par contre, seule la proportion calculée au TRS de 15 j semble ne pas suivre le patron suggéré. En effet, la proportion en P_t dans la boue a diminué de 5,1 % à 2,8 % entre les TRS de 10 et 15 j.

Les paramètres d'opération étaient similaires à ceux observés pour les essais avec tous les TRS ([OD]=6,3 mg/L en fin de traitement; pH variant de 6,9 à 8,3 du début à la fin du traitement; température de 20°C; et la concentration en phosphates provenant de l'EUS est la même qu'au TRS de 10 j (même jour d'échantillonage dans les deux RBS)). Par contre, la teneur en P relargué dans le milieu en anaérobie a diminué de près de la moitié entre les TRS de 10 et 15 j (respectivement de 40 mg/L et 23 mg/L), la teneur en MES dans la LM a presque doublée (respectivement de 5,5 et 8 mg/L) et la production de boue est restée sensiblement la même

entre les deux TRS (respectivement de 3,24 et 3,1 g/j). En outre, le ratio entre le P utilisé en aérobie et le P relargué en anaérobie (Pu/Pr) a beaucoup augmenté entre les deux TRS : de 1,16 au TRS de 10 j et de 1,45 au TRS de 15 j.

Ces dernières observations permettent de formuler comme hypothèse, explicitant la diminution importante de la proportion de P_t dans la boue entre les TRS de 10 et de 15 j, que la forte augmentation des MES dans la LM, l'importante production de boue et le ratio très élevé Pu/Pr signifient qu'à un TRS de 15 j dans le système à l'étude la concentration de biomasse augmente rapidement dans le réacteur. Par conséquent, les besoins en énergie de maintenance des cellules se sont accrû et le ratio P_t sur MES LM s'est retrouvé de beaucoup inférieur à celui observé à 10 j. Lorsque le TRS a été augmenté par la suite, la concentration en MES a graduellement augmenté et le ratio de P_t dans la biomasse a diminué progressivement (Figure 4,8).

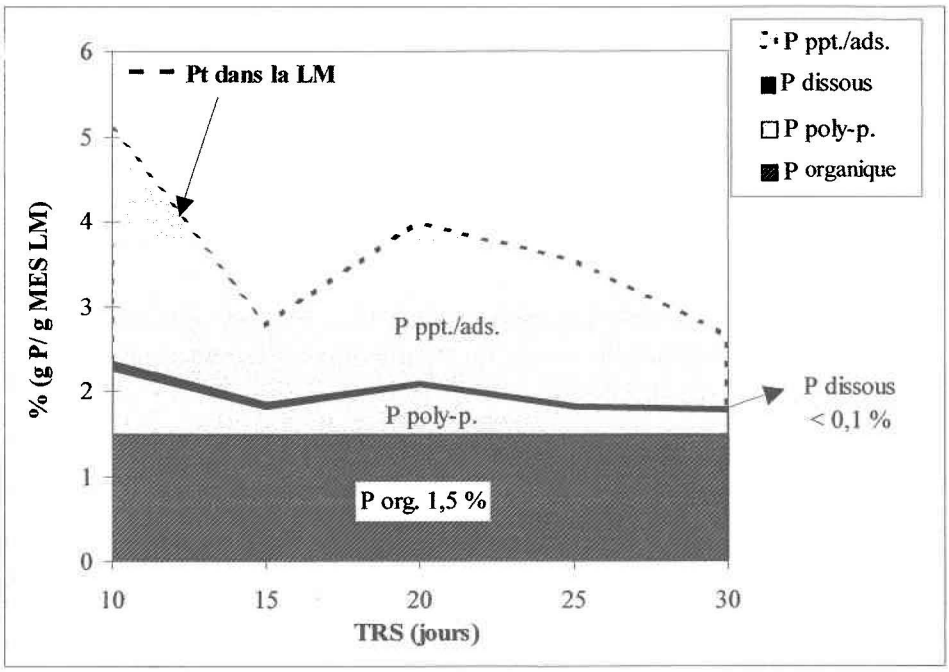


Figure 4,8 Variation des différentes formes du P dans le cycle du RBS, à différents TRS

Le TRS optimal pour un enlèvement maximal du P est fonction, entre autres, de la configuration du système, des populations microbiennes présentes dans la biomasse, de la température et des caractéristiques de l'eau usée traitée. Dans les conditions de cette étude, l'enlèvement maximal du P_t et des o-PO_4 se situe à un TRS entre 20 et 25 jours.

La modification de la longueur du cycle de traitement de l'EUS ne devrait pas influencer l'effet du TRS sur l'enlèvement des nutriments car ce paramètre n'est pas intégré à l'équation de l'obtention du TRS. Par contre, il est important que le TRS de la phase anaérobie soit assez long pour permettre aux OAP de compétitionner pour le substrat avec les autres micro-organimes capables d'utiliser le substrat en anaérobiose (Matsuo, 1994). Et pour que tout le substrat facilement biodégradable soir utilisé en anaérobie afin d'éviter qu'en aérobie les OAP emmagasinent le P et le relarguent simultanément en présence de substrat.

Les conclusions de ce chapitre sont les suivantes :

1. la dégradation de la DCO et du COT était efficace pour les TRS étudiés, entre 10 et 30 j, (efficacité d'enlèvement moyen entre 86,2 et 94,4 %), malgré une légère diminution au TRS de 30 j pour l'enlèvement du COT (83,6 %). Cette baisse est attribuée à la détérioration de la séparation des phases liquide et solide pendant l'étape de décantation ce qui accroît les teneurs en MES dans l'effluent traité;

2. la variation de l'efficacité d'enlèvement du TKN et du NH_4 pour les TRS de 10 à 25 j était entre 91,8 et 97,2 %. Une légère diminution dans les rendements moyens de l'enlèvement de l'ammonium (86,8 %) a été observée au TRS de 30 j;

3. les rendements d'enlèvement du P étaient largement influencés par le TRS du système. Les OAP semblent posséder un taux de croissance spécifique lent et être donc moins compétitifs dans certaines conditions (ex. pendant la phase anoxie). Les résultats présentés indiquent que l'enlèvement moyen du P_t était optimal à un TRS entre 20 et 25 j (97,2 et 90,6 %), auxquels les teneurs en P à l'effluent étaient inférieures à 1 mg/L;

4. les concentrations finales à l'effluent traité pour la pollution azotée et carbonée, cela pour tous les TRS étudiés confondus, varient entre (mg/L) : DCO - 23,8 et 54,9 ; COT - 13,8 et 28,7 ; et TKN et NH_4 - 0,0 et 0,9;

5. les proportions en P_t dans la boue étaient inférieures aux TRS de 15 et 30 j (2,8 et 2,7 % g P/ g MVES, respectivement) et étaient plus élevées aux TRS de 10, 20 et 25 j (5,1, 4,0 et 3,5 %g P/ g MVES, respectivement).

5 RÉSULTATS DE L'OPTIMISATION DU TRAITEMENT DANS UN RBS D'UNE EAU USÉE DE FROMAGERIE ET CARACTÉRISATION DES MÉCANISMES D'ENLÈVEMENT DU PHOSPHORE

Après la réalisation des tests sur l'effet de la variation du TRS sur l'enlèvement des nutriments avec l'eau usée synthétique, nous avons procédé à la seconde phase des travaux de recherche, soit l'optimisation du traitement biologique en système RBS d'une eau usée industrielle du secteur de l'agro-alimentaire, précisément de la fromagerie Agrinove.

Les différents essais réalisés en laboratoire avec cette nouvelle eau usée sont :

- ◊ l'optimisation du traitement biologique en RBS et la détermination des besoins en pré-traitement de l'eau usée avant le traitement secondaire biologique en RBS;
- ◊ tests de l'augmentation des AGV dans l'eau usée;
- ◊ étude et optimisation de certains paramètres inhérents au système de traitement biologique : 1) effet de la variation du TRS sur le rendement d'enlèvement des nutriments et principalement sur les mécanismes d'enlèvement du P; 2) effet de la concentration en oxygène dissous fourni au système sur le cycle de relargage et de réutilisation subséquente du P pendant le traitement; 3) effet de l'ajout d'une étape de dénitrification en fin de traitement sur le relargage de phosphates au début du cycle subséquent.

5,1 Traitement d'une eau usée du secteur de l'agro-alimentaire : acclimatation de la biomasse et étude de la faisabilité du traitement selon le stade du pré-traitement de l'eau usée industrielle échantillonnée

Le 21 février 1998, l'alimentation en eau usée synthétique du premier RBS a été changée pour l'eau usée de la fromagerie Agrinove. La période d'acclimatation des populations microbiennes à ce changement de substrat a nécessité quelques jours seulement, étant donné que la biomasse du RBS était déjà acclimatée à l'enlèvement biologique amélioré du P et à une eau riche en nutriments. Les résultats du traitement après cinq jours d'opération suite au changement du type d'eau usée ont démontré des bons rendements d'enlèvement du P. En effet, la concentration en P_t résiduelle à l'effluent a diminué de 7 à 0,6 mg/L la première semaine

d'opération. Les rendements d'enlèvement des nutriments après 5 jours d'opération sont (%) : DCO-96,0 ; TKN-99,4 ; NH_4-90,1 ; P_t-97,4 ; o-PO_4-98,4 ; la concentration résiduelle en MES à l'effluent était de 6,8 mg/L ; et les teneurs en P et N de la biomasse étaient respectivement de 5,6 et 11,0 % (mg P, N/ mg MVES).

Les compositions des différentes « batchs » d'eaux usées échantillonnées à l'usine de pré-traitement ont été présentées au Chapitre 2. Plusieurs points d'échantillonnage de l'eau usée ont été testés pour vérifier la nécessité d'inclure certaines étapes du pré-traitement physico-chimique à l'usine avant le transfert de l'eau usée dans le système RBS de traitement secondaire.

La première « batch » a principalement servi pour permettre à la biomasse de s'acclimater au changement de substrat ; la seconde a permis d'étudier le traitement secondaire de l'eau usée à la fin du pré-traitement et avant l'ajout d'urée (N) à l'usine (voir méthodologie) ; la troisième était composée d'eau brute (sans pré-traitement) et avec ajout d'urée (le système de pré-traitement étant hors-circuit le jour de l'échantillonnage) ; et la quatrième a été récoltée dans le bassin d'égalisation (situé entre le pré-traitement et les RBS à l'usine), donc avec pré-traitement et ajout d'urée. Les rendements du traitement de l'EU d'Agrinove, selon le stade du pré-traitement et après un mois d'acclimatation entre chaque « batch », sont présentés au Tableau 5,1. À noter que les valeurs ponctuelles mesurées dans le temps des nutriments dans l'affluent et dans l'effluent sont présentées à l'Annexe 2 de la thèse (Tableaux E et F).

En excluant la « batch » 1 que l'on attribue à l'acclimatation de la biomasse, les rendements d'enlèvement des nutriments ont été optimums avec la « batch » 2 (Tableau 5,1). Car le traitement de l'eau usée brute (« batch » 3) a perturbé intensément le traitement pendant une semaine, après quoi nous avons dû diluer cette eau d'un facteur deux avec de l'eau du robinet afin de diminuer les concentrations en N, DCO et des graisses qui nuisaient énormément au rendement du traitement. Malgré les fortes concentrations en nutriments à l'affluent et l'inhibition de la déphosphatation biologique améliorée du système probablement causée par les fortes teneurs en huiles et graisses, le rendement d'enlèvement du P_t au jour 97 a été de 84 %. Le traitement de la « batch » 4 a aussi entraîné une inhibition du processus de déphosphatation biologique, car la teneur en TKN de l'eau usée dépassait de loin les besoins de

la biomasse (voir le Tableau 2,8 au Chapitre 2), ce qui a amplifié le processus de nitrification (76 mg NO_2+NO_3/L à l'effluent, jour 118, Figure 5,1). De fortes concentrations en NO_2+NO_3 au début du cycle de traitement biologique entraîne une utilisation du substrat par les bactéries dénitrifiantes et inhibent donc le relargage de P, les conditions d'anaérobies n'étant pas rapidement atteintes dans le système. La déphosphatation biologique n'étant donc pas accomplie. En effet, la réalisation de tests de relargage de P (test poly-P, section 2,13) ont démontré que seulement 0,1 % du P dans la biomasse provenait des poly-P accumulés par les OAP lorsque l'eau usée entrant le système provenait de la « batch » 3.

Tableau 5,1 Valeurs ponctuelles des différents paramètres étudiés après stabilisation du système entre chaque « batch » d'eau usée traitée, selon le stade du pré-traitement de l'eau usée échantillonnée.

Paramètre	Échantillon 1		Échantillon 2		Échantillon 3		Échantillon 4	
	11 février 1998 : jour 21		20 mars 1998 : jour 58		28 avril 1998 : jour 97		19 mai 1998 : jour 118	
	Fin du pré-traitement, sans N ajouté		*Fin du pré-traitement, sans N ajouté*		*Eau brute diluée 2 fois, ajout N à l'usine*		*Bassin d'égalisation, ajout N à l'usine*	
	enlève-ment (%)	[effluent] (mg/L)	enlève-ment (%)	[effluent] (mg/L)	enlève-ment (%)	[effluent] (mg/L)	enlève-ment (%)	[effluent] (mg/L)
DCO	93,3	81,9	96,9	55,9	97,5	60,6	79,6	83,8
COT	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	95,4	20,3	79,4	18,5
TKN	80,6	1,2	99,1	0,65	98,5	1,45	99,6	0,32
NH_4	88,9	0,3	99,3	0,58	99,4	0,5	99,8	0,22
NO_2+NO_3		2,7		10,5		8,8		76,3
P_t	96,2	0,53	96,1	1,8	85,3	6,0	65,8	3,9
o-PO_4	99,8	0,07	96,7	1,1	63,5	5,0	82,9	1,8
MES effluent	-	32,8	-	13,9	-	n.d.	-	25
pH effluent		8,5		8,6		n.d.		8,3
P LM % (mg P /mg MVES)	6,8		8,0		8,0		13,2	
N LM % (mg N /mg MVES)	12,4		10,9		8,6		10,8	

Les résultats obtenus pendant ces quatre mois d'opération avec différentes « batchs » d'eaux usées ont permis d'identifier le point d'échantillonnage optimal de l'EUA pour effectuer les essais sur l'effet de la variation du TRS sur le rendement d'enlèvement des nutriments. L'EUA a donc été prélevée à la sortie du pré-traitement physico-chimique, sans ajout d'urée (N) à l'usine (correspondant aux « batchs » 1 et 2). Cela démontre donc que le pré-traitement est essentiel à l'atteinte d'un bon rendement d'enlèvement des nutriments par le système de traitement secondaire, mais que l'ajout d'urée est superflu et peut même nuire à l'efficacité du système (excès de nitrification), l'azote contenu dans les échantillons conservés en chambre froide au laboratoire a été suffisant pour les besoins de survie et de reproduction des cellules. Il est important de mentionner que l'excès d'N mesuré principalement dans l'échantillon 4 pourrait provenir d'un retour du surnageant des boues emmagasinées dans l'étang, qui sont riches en N, vers le bassin d'égalisation.

L'impact de la forte nitrification observée avec le traitement de l'eau usée de la « batch » 4 est démontré à la Figure 5,1, dans laquelle on compare la variation des concentrations en orthophosphates et en nitrites+nitrates pendant le cycle de traitement du RBS entre le traitement de l'eau usée de la « batch » 4 (jour 118) et de la « batch » 1 (jour 19), cela après quelques semaines d'opération avec la « batch » en question. Les nitrates formés pendant la phase aérée du cycle se retrouvent en début du nouveau cycle de traitement et inhibent donc le relargage de P par les OAP, ces dernières se retrouvant en compétition avec les bactéries dénitrifiantes pour le substrat facilement biodégradable. Par conséquent, l'utilisation subséquente des orthophosphates en aérobie est moins importante au jour 118 qu'au jour 19 et les teneurs en o-PO_4 résiduelles à l'effluent sont donc supérieures avec la « batch » 4 (jour 19 : 0,1 mg/L ; jour 118 : 1,8 mg/L) comme source d'alimentation. Cela même si la teneur en orthophosphates dans l'affluent (alimentation) était plus de deux fois inférieure dans la « batch » 4 (jour 118 : 11 mg/L) que dans la « batch » 1 (jour 19 : 26 mg/L, voir Figure 5,1).

La Figure 5,2 présente les résultats observés pendant les cinq premiers mois d'opération du RBS C avec les différentes « batchs » d'eau usée, cela pour les rendements d'enlèvement et les teneurs résiduelles à l'effluent de la DCO, du P_t, des orthophosphates, du TKN, de l'ammonium, et la production de nitrites+nitrates. La Figure 5,3 montre la variation, pendant cette même période, des concentrations en MES et MVES de la liqueur mixte dans le réacteur,

ainsi que les teneurs en P et en N dans la biomasse. À noter que les résultats d'enlèvement des nutriments pendant l'alimentation avec la « batch » 5 d'eau usée Agrinove » présentés aux Figures 5,2-5,3 correspondent à un changement dans l'échantillon d'eau usée prélevée à l'usine mais que la composition et la provenance de cette « batch » sont les mêmes que celles de la « batch » 1. Les changements de « batch » d'eau usée sont identifiés sur les graphiques.

On remarque à la Figure 5,2 que le retour à la composition de la « batch » 1 (« batch » 5 jour 128) a permis de recouvrer assez rapidement de bons rendements d'enlèvement du P, dont ces derniers avaient drastiquement diminué pendant le traitement avec la « batch » 4. Cela provenait fort probablement de l'inhibition de l'enlèvement biologique du P causé par les fortes concentrations en nitrates dans le système (Figure 5,2). La nitrification a rapidement diminué, lors du changement dans l'alimentation de la « batch » 4 à la « batch » 5, car les teneurs en NH_4 étant beaucoup moins élevées dans la « batch » 5, qui ne contenait pas d'urée ajoutée à l'usine.

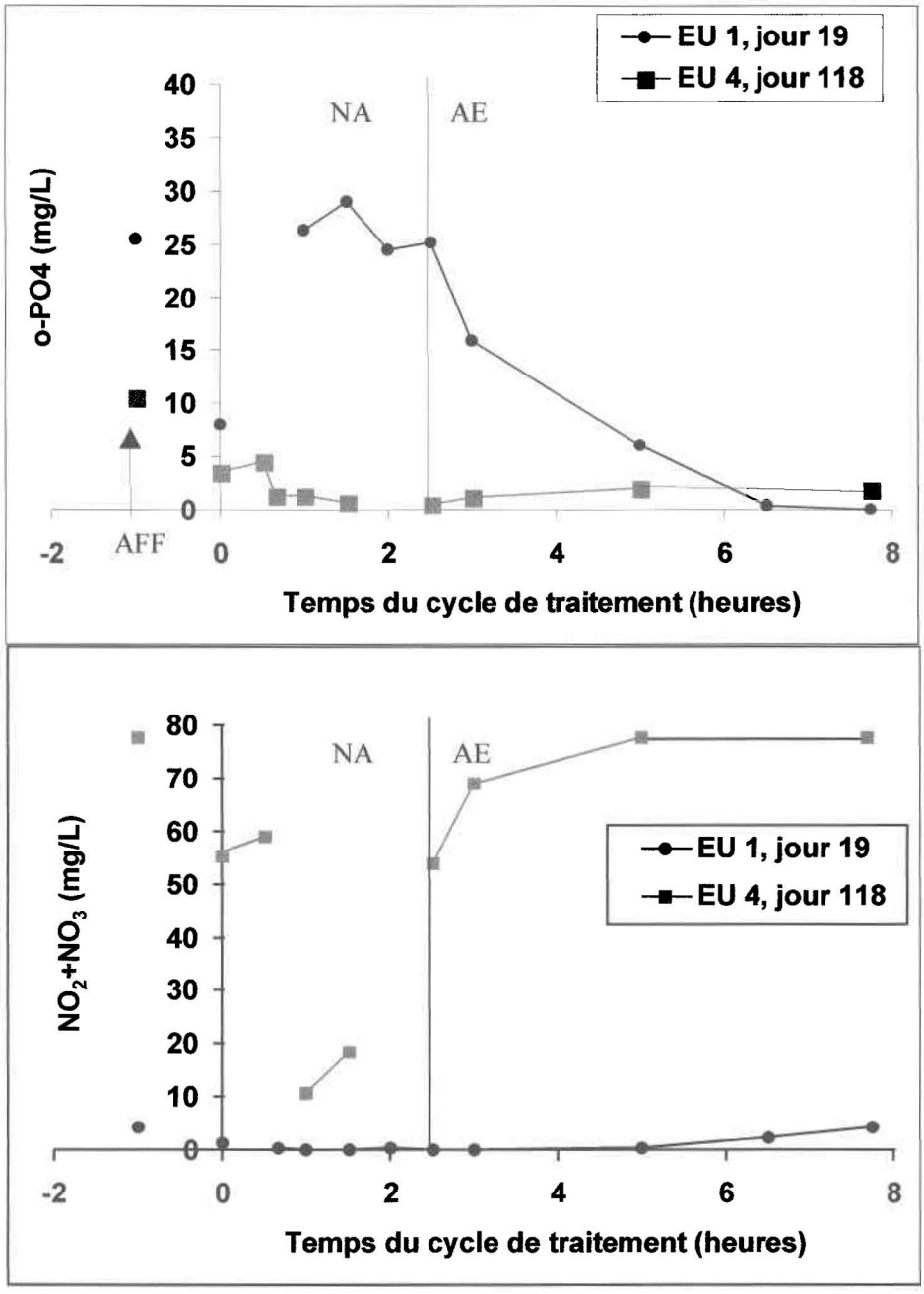


Figure 5,1 **Variations des concentrations en phosphates et en nitrites+nitrates dans le RBS pendant deux cycles de traitement : au 19ième jour d'opération traitant l'EU de la « batch » 1 et au 118ième jour d'opération traitant l'EU de la « batch » 4. NA : phase non-aérée, AE : phase aérée, AFF : affluent.**

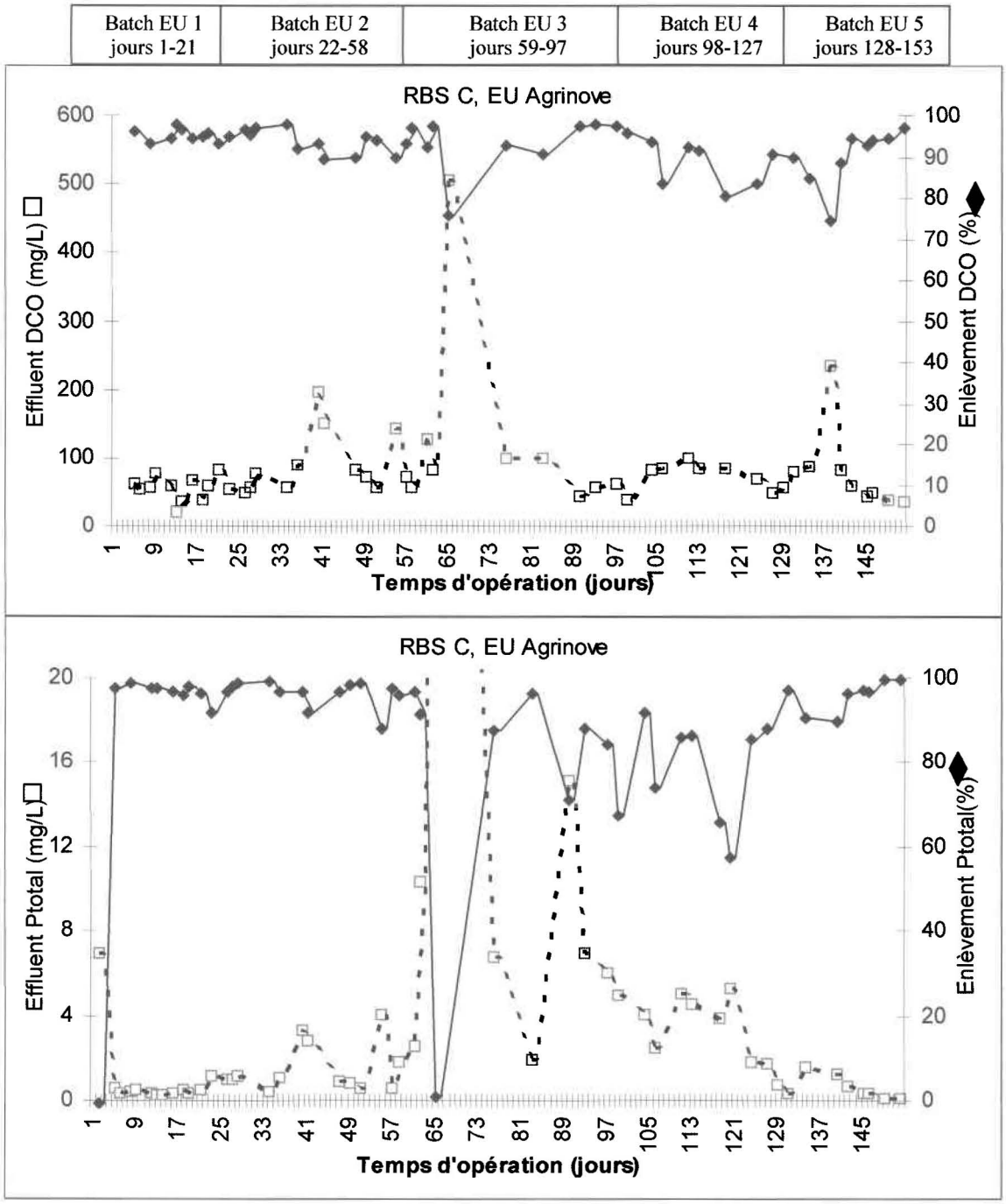


Figure 5,2 **Variation des rendements de l'enlèvement des nutriments et des teneurs résiduelles à l'effluent en MES, DCO, Ptotal, o-PO_4, TKN, NH_4, NO_2+NO_3 selon la « batch » d'eau usée Agrinove entrant le système - RBS C. Batch EU 1 : jours 1-21 ; « batch » EU 2 : jours 22-58 ; « batch » EU 3 : jours 59-97 ; « batch » EU 4 : jours 98-127 ; « batch » EU 5 : jours 128-153.**
Symboles : teneur à l'effluent-carré ; rendement d'enlèvement-losange.

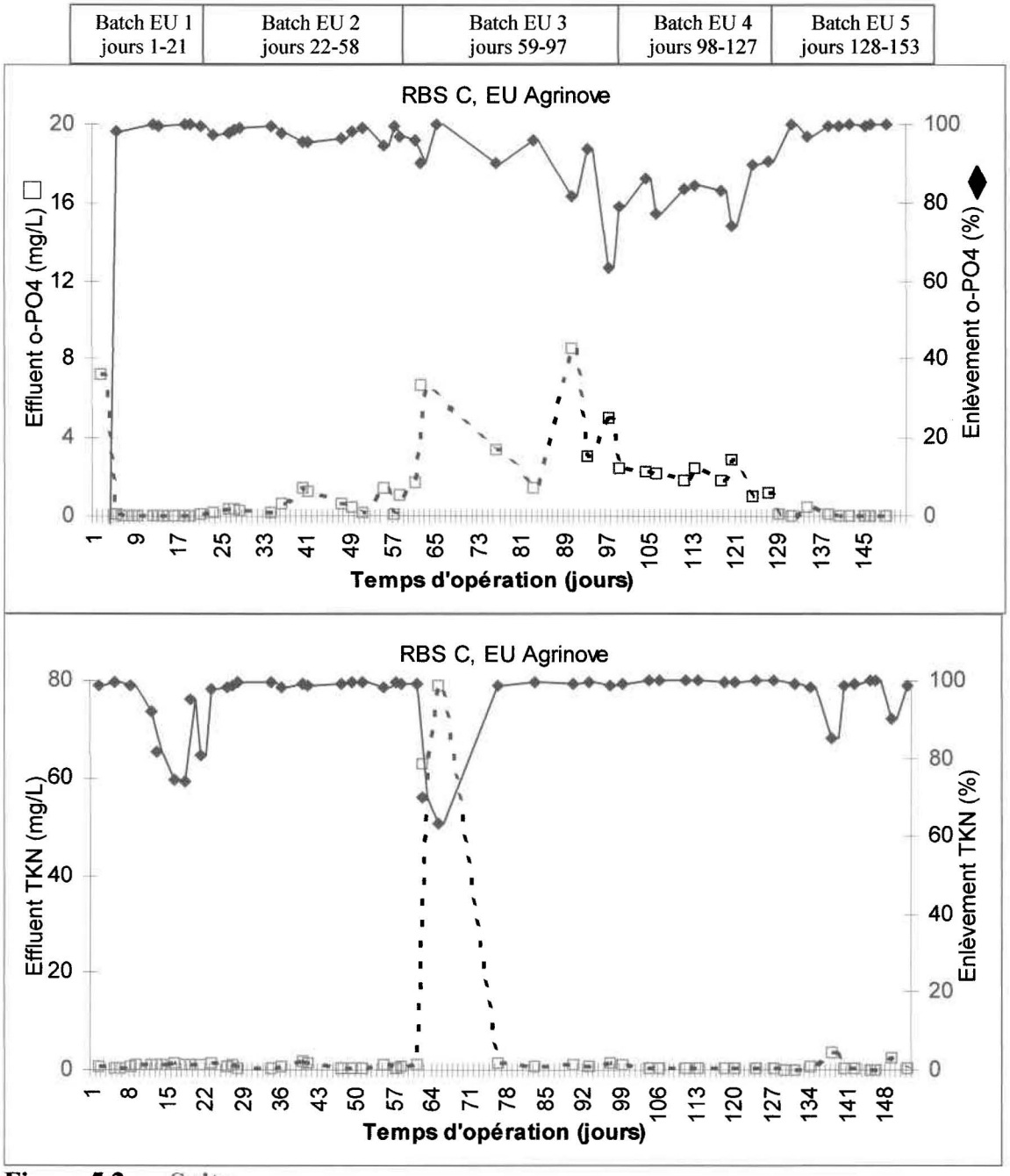


Figure 5,2 Suite

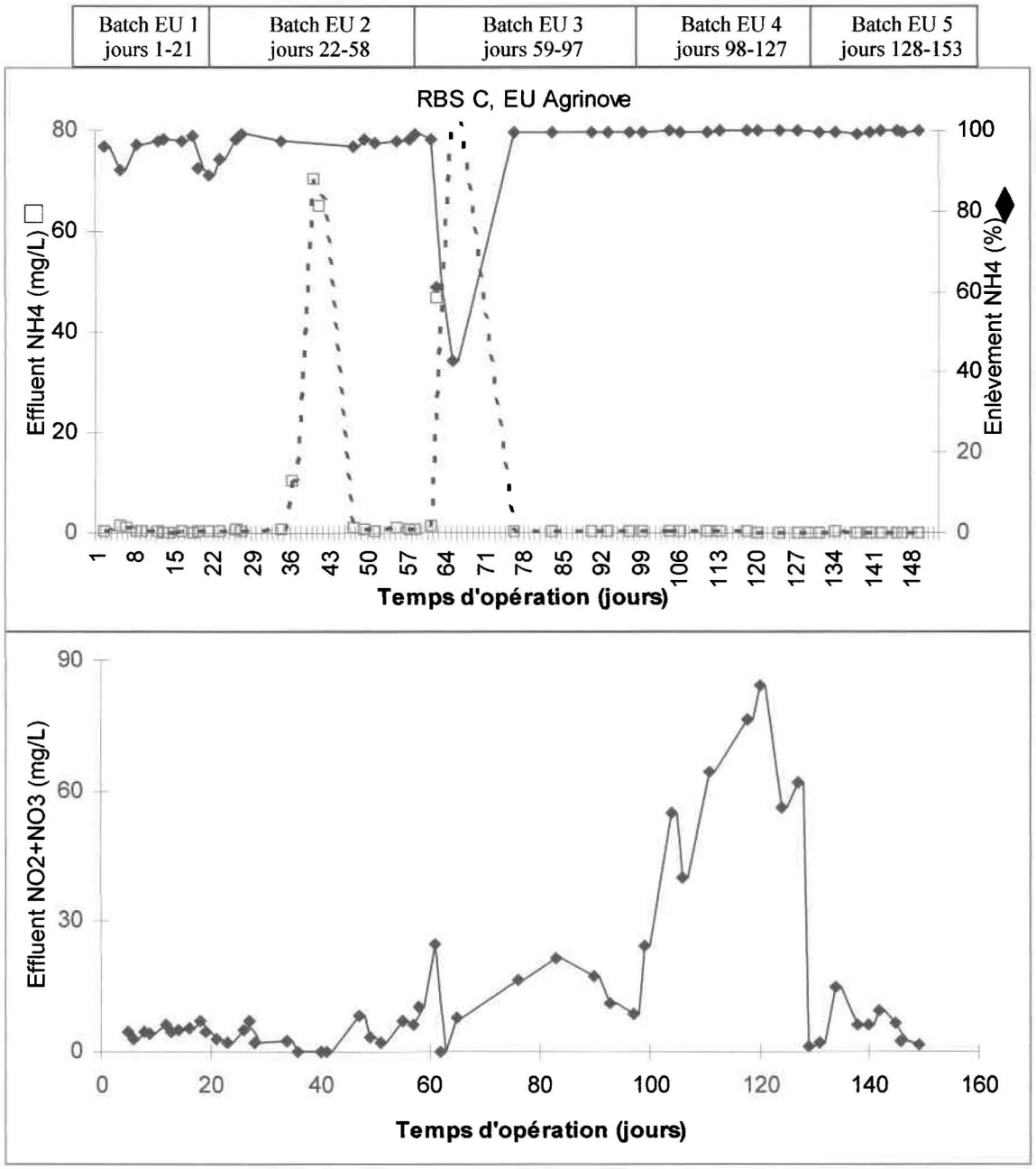


Figure 5,2 Suite

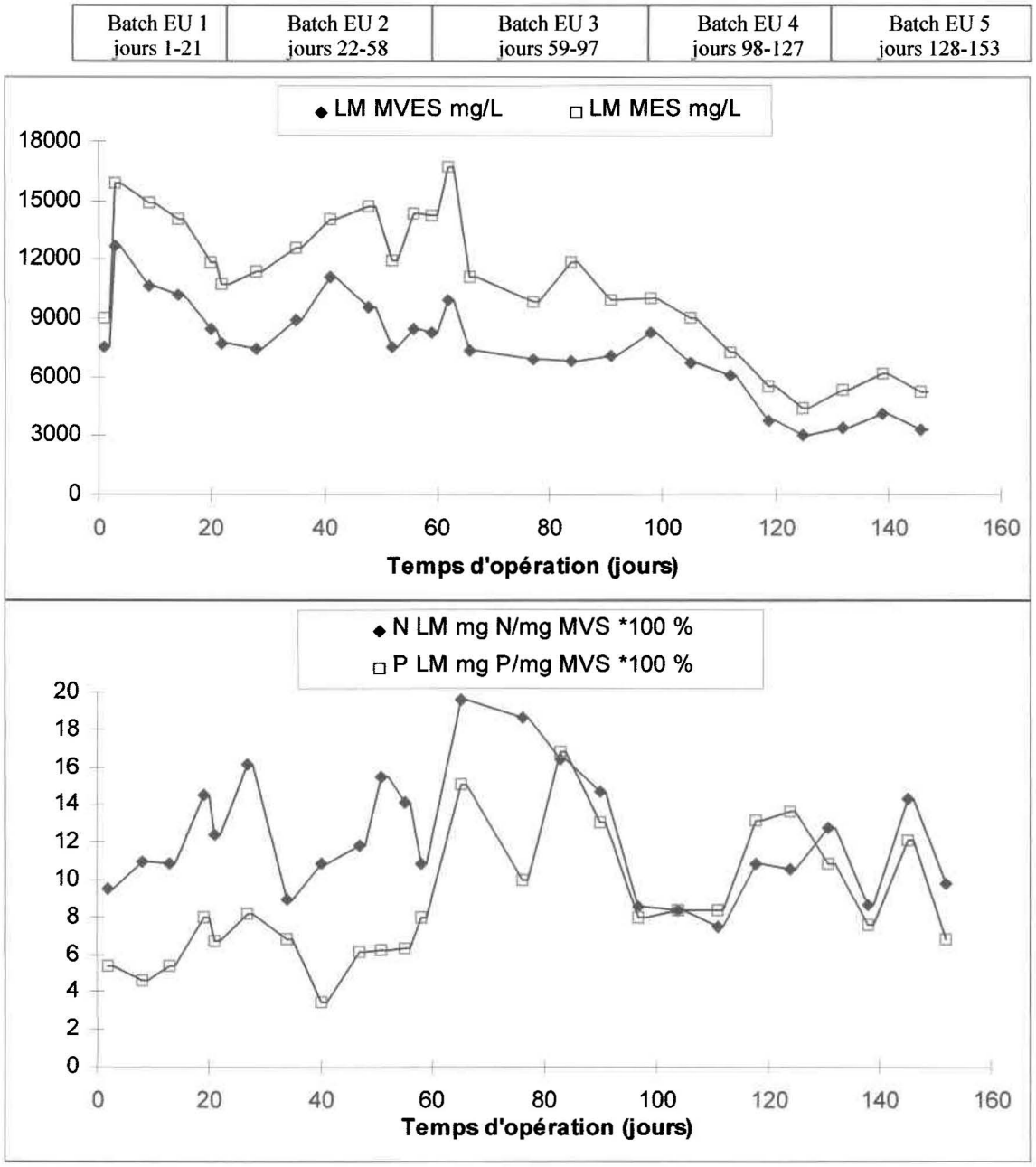


Figure 5,3 **Variation des concentrations en MVES et MES dans la LM et en N et P dans la biomasse selon la « batch » d'eau usée Agrinove entrant le système - RBS C.**
Batch EU 1 : jours 1-21 ; « batch » EU 2 : jours 22-58 ; « batch » EU 3 : jours 59-97 ; « batch » EU 4 : jours 98-127 ; « batch » EU 5 : jours 128-153.

5,2 Simulation de la production d'AGV dans le bassin d'égalisation

Afin de simuler la fermentation de l'eau usée lors du délai d'attente dans le bassin d'égalisation (étape d'égalisation entre le pré-traitement physico-chimique et le traitement secondaire dans le RBS) de l'usine de traitement biologique des eaux usées de la coopérative Agrinove, nous avons mesuré la production des AGV dans des échantillons d'eau usée lorsqu'ils sont conservés à une certaine température pendant une période déterminée. Les échantillons d'eau usée utilisés pour ces essais correspondent à ceux de la « batch » 2. Au retour de l'échantillonnage de l'eau usée à l'usine Agrinove, les contenants sont placés dans une chambre froide à 4 °C au laboratoire, cela jusqu'à épuisement des bidons. Les essais consistent à incuber des aliquots de ces échantillons, dans un cas à la température de la pièce (20 °C; simulation de la température en hiver dans le bassin d'égalisation à l'usine Agrinove) et dans l'autre à 32 °C (simulation de la température en été dans le bassin), dans un incubateur à température contrôlée pendant une période de 4 à 5 heures, correspondant au temps de résidence hydraulique (TRH) des eaux usées dans le bassin d'égalisation.

Deux journées ont servi à la réalisation des essais, soit le 2 et le 20 mars 1998 et les concentrations en AGV au début des essais étaient respectivement de 788 mg /L et de 860 mg /L. Cette augmentation entre les deux échantillons, après 18 jours de conservation en chambre froide, est attribuée au processus de fermentation ayant lieu même à 4 °C pendant la conservation des échantillons. Les résultats des essais du 2 mars 1998 sont présentés à la Figure 5,4a, ils montrent qu'à 20 °C l'augmentation des AGV après 5 heures était de 27 % et qu'un rendement semblable (26 %) est atteint après 4 heures seulement à 32 °C ; et que le maximum d'augmentation des AGV dans les échantillons atteint à 20 °C après 7 heures de fermentation a été de 35 % et de 45 % à 32 °C après 5 heures d'incubation.

Le second test réalisé le 20 mars 1998, à une température de fermentation de 32 °C, a présenté une augmentation des AGV après 5 heures d'incubation inférieure à celle atteinte à la même température lors du premier test le 2 mars 1998. En effet, l'augmentation des AGV dans l'échantillon d'eau usée n'a été que de 30 % (Figure 5,4b), comparée à celle observée lors du premier test (45 %). Cette diminution est attribuée au fait que le délai, d'environ trois semaines entre les deux tests, a permis une augmentation naturelle des AGV dans l'échantillon

conservé en chambre à 4 °C (différence de 9 % entre les concentrations initiales en AGV dans les deux échantillons au début des essais). Par contre, les deux échantillons ont atteint une concentration maximale en AGV d'environ 1 100 mg/L après les 5 heures d'incubation, ce qui présuppose un maxima dans la conversion du substrat organique en AGV dans ce type d'eau usée.

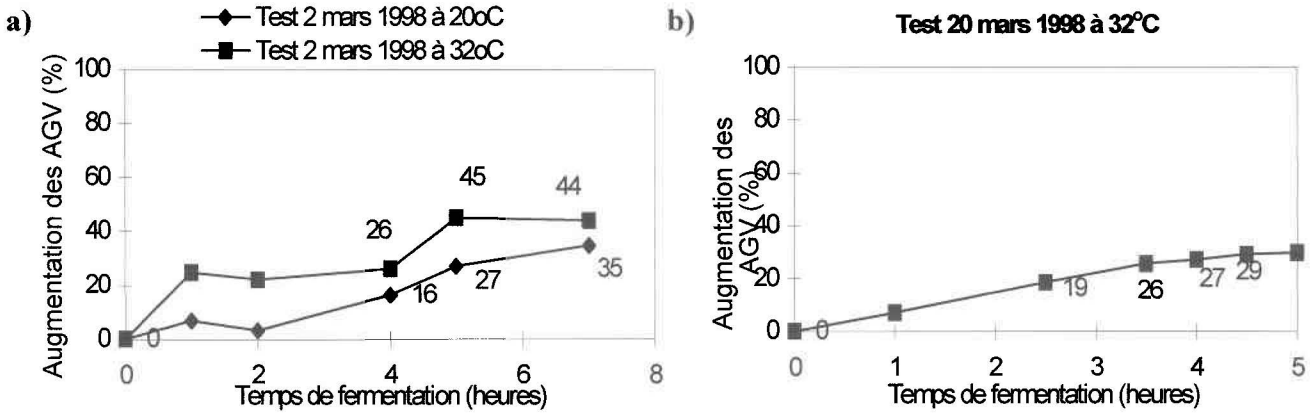


Figure 5,4 Simulation de la production d'AGV dans un bassin d'égalisation avec l'eau usée d'Agrinove à 20 et 32 °C (simulation des températures dans le bassin d'égalisation en hiver et en été respectivement); a) 2 et b) 20 mars 1998

Les résultats de ces expériences démontrent donc que le bassin d'égalisation peut être utilisé pour améliorer et favoriser la déphosphatation biologique par les OAP et la dénitrification, et que le temps de résidence hydraulique devrait être ajusté en été et en hiver selon la température dans le bassin. Nos résultats indiquent qu'à 20 °C (en hiver) le TRH devrait être de plus de 7 heures dans le bassin afin d'atteindre un rendement d'accroissement des AGV de plus de 35 % et qu'en été le TRH actuel de 4 à 5 heures dans le bassin d'égalisation est suffisant pour augmenter à près de 45 % les AGV contenus dans l'eau usée entrant le traitement secondaire en système RBS.

5,3 Caractérisation des mécanismes d'enlèvement du phosphore de l'eau usée d'Agrinove en RBS de laboratoire en fonction du TRS du système

Les résultats présentés et discutés dans cette section concernent l'étude des mécanismes d'enlèvement du P contenu dans l'eau usée de la fromagerie d'Agrinove, en système RBS de traitement secondaire, dont les conditions d'opération (anaérobie/aérobie) favorisent l'enlèvement biologique amélioré du P, cela à différents TRS (5, 10, 15, 20, 25 et 30 jours). Les différentes fractions du P dans la biomasse (précipité, adsorbé, organique et polyphosphates) ont été déterminées pour chaque TRS étudié.

5,3,1 Contexte

Les concentrations très élevées en P des eaux usées des effluents des fromageries (7 à 114 mg P /L Schaack *et al.*, 1985) impliquent l'amélioration de l'efficacité d'enlèvement du P des systèmes d'enlèvement biologique du P, ainsi que la nécessité d'étudier les mécanismes d'enlèvement du P dans les eaux usées chargées en nutriments. L'enlèvement du P est réalisé dans les systèmes de traitement biologique par la précipitation/adsorption avec la biomasse traitante et par l'utilisation par les micro-organismes. L'efficacité de ces processus dépend du taux de production de boue, dont ce dernier dépend principalement du TRS du système.

L'objectif principal d'étudier l'effet de la variation du TRS dans notre système était de déterminer le potentiel maximal d'enlèvement du P, pour traiter efficacement l'eau usée d'Agrinove. Dans les systèmes à boues activées, le TRS est directement lié au taux de croissance des micro-organismes. En outre, dans les systèmes d'enlèvement biologique amélioré du P, le TRS minimal requis dépend de la capacité des cellules à emmagasiner les PHA (Brdjanovic *et al.*, 1998b). La quantité de boues produites (en relation avec le TRS induit au système) va déterminer le rendement d'enlèvement du P, soit biologiquement et/ou par précipitation/adsorption avec les flocs microbiens. Par conséquent, le TRS du système est important paramètre à étudier dans l'optimisation du traitement biologique des eaux usées industrielles riches en P et l'objectif des essais faisant l'objet de cette section est d'étudier

l'effet de la variation du TRS sur l'efficacité d'enlèvement des nutriments et sur les mécanismes d'enlèvement du P de l'eau usée Agrinove dans un RBS.

5,3,2 Effet du TRS sur les rendements d'enlèvement des nutriments

Les Tableaux 5,2a et b présentent les teneurs résiduelles en nutriments à l'effluent traité, cela pour un jour à chaque TRS étudié en régime pseudo-établi ainsi que les valeurs moyennes des concentrations à l'effluent et des rendements d'enlèvement pour chaque TRS. À noter qu'aux Figures 5,5 et 5,6, des espaces ont été ajoutés entre les données d'un TRS étudié et du suivant, afin de distinguer clairement les résultats obtenus aux différents TRS à l'étude. Par conséquent, la période totale réelle de ces essais est de 7 mois au lieu de 323 jours tel que lu sur les graphiques ; faire attention aussi à certains graphiques dont l'ordonnée a été mise en échelle logarithmique, afin d'éclater les concentrations en nutriments à l'effluent qui sont largement inférieures à celles de l'affluent présentées sur les mêmes graphiques. À noter que les valeurs quotidiennes mesurées dans le temps des nutriments dans l'affluent et dans l'effluent sont présentées à l'Annexe 2 de la thèse (Tableaux G et H).

Tableau 5,2a Caractéristiques ponctuelles de l'effluent pour chaque TRS étudié, en régime pseudo-établi

Paramètres		TRS (j)					
	Unités	5	10	15	20	25	30
DCO	mg /L	77	44	89	51	54	60
COT	mg C /L	21	23	27	16	n/d	18
TKN	mg N /L	0,1	n/d	0,1	0,6	0,7	1,9
NH_4	mg N /L	<0,1	0,2	<0,1	0,1	0,6	<0,1
$NO_2 + NO_3$	mg N /L	1,2	6,4	13,3	10,6	10,5	12,2
P_t	mg P /L	0,2	0,5	0,3	0,8	1,8	0,6
o-PO_4	mg P /L	<0,1	0,3	<0,1	0,3	1,1	0,1
pH		8,2	8,4	8,5	8,4	8,6	8,3
MES	mg /L	76	5,6	9,6	10	13,9	8,4
MVES/MES (de la LM)	%	79	51	68	72	58	69

n/d : non disponible

Tableau 5,2b Rendements moyens d'enlèvement des nutriments (%) et leurs concentrations résiduelles à l'effluent traité (mg/L), et les teneurs en N et P contenues dans la biomasse pendant toute la période des essais par TRS

Paramètres	Valeur moyenne / écart-type	TRS 5 j n*=3	TRS 10 j n=14	TRS 15 j n=13	TRS 20 j n=15	TRS 25 j n=22	TRS 30 j n=19
DCO	% enlèvement	94,5/1,9	95,1/2,8	94,6/1,6	94,0/3,3	94,4/2,6	92,8/5,9
	Concentration résiduelle à l'effluent (mg/L)	67,2/8,3	70,1/27,3	73,2/19,0	51/17,3	73,5/40,8	61,0/46,5
COT	% enlèvement	92,5/---	94,5/2,3	93,6/2,6	94,7/0,9	90,5/5,7	94,9/3,4
	Concentration résiduelle à l'effluent (mg/L)	20,8/---	22,5/3,7	26,4/4,8	12,8/3,9	70,1/53,9	13,1/8,9
TKN	% enlèvement	99,1/0,1	99,8/0,1	99,80,1	97,1/4,4	95,1/18,5	96,7/3,9
	Concentration résiduelle à l'effluent (mg/L)	0,1/0,0	0,1/0,1	0,1/0,1	1,0/1,3	0,8/0,4	1,1/1,2
NH_4	% enlèvement	97,7/1,9	99,4/0,3	99,4/0,5	99,7/,01	97,2/2,1	99,8/0,2
	Concentration résiduelle à l'effluent (mg/L)	0,3/0,3	0,2/0,2	0,2/0,1	0,1/0,1	0,6/0,3	0,1/0,1
$NO_2 + NO_3$	Concentration à l'effluent (mg/L)	6,4/5,1	7,2/2,7	6,5/3,8	9,1/5,6	4,5/2,7	6,3/5,0
P_t	% enlèvement	99,4/0,4	98,4/1,1	98,9/1,0	93,4/10,7	96,7/2,6	94,0/13,3
	Concentration résiduelle à l'effluent (mg/L)	0,1/0,0	0,5/0,4	0,3/0,3	0,9/1,3	1,0/1,0	0,9/1,9
o-PO_4	% enlèvement	100/0,1	98,9/1,1	99,6/0,8	92,0/13,6	98,0/1,7	99,5/0,8
	Concentration résiduelle à l'effluent (mg/L)	0,0/0,0	0,2/0,2	0,1/0,2	0,7/1,2	0,4/0,5	0,1/0,1
MES	Concentration à l'effluent (mg/L)	135,3/61,1	7,5/2,5	8,0/3,1	7,7/2,5	45,5/56,2	9,0/6,9
MVES	Concentration à l'effluent (mg/L)	112,0/46,1	6,6/1,8	6,8/2,9	5,7/1,5	31,3/35,6	7,1/5,9
pH effluent		7,3/0,4	8,4/0,1	8,4/0,1	8,4/0,1	8,1/0,3	8,5/0,1
MVES/MES LM	%	72,7/5,4	57,2/5,9	65,9/5,4	73,2/6,8	67,2/6,8	67,0/2,4
P_t dans la boue	% (g P/ g MVES)	4,0/0,4	8,8/1,9	7,7/2,7	6,6/1,4	6,1/1,5	10,3/3,1
TKN dans la boue	% (g N/ g MVES)	---	16,8/6,3	19,3/4,3	10,7/3,1	12,2/2,4	13,9/4,8

n* = nombre d'échantillons

Teneurs résiduelles en MES et MVES dans l'effluent, concentrations en MES et MVES dans la LM, l'IVB et le ratio F/M

Les concentrations en MES et MVES dans l'effluent traité, en régime pseudo-établi du réacteur, étaient inférieures à 14 mg/L aux TRS entre 10 et 30 j, mais étaient élevées au TRS de 5 j (Tableau 5,2a ; Figure 5,5a). En général, les teneurs en MES et MVES varient peu avec le TRS, excepté à 5 jours où de bonnes propriétés de floculation n'était probablement pas atteintes.

Les concentrations moyennes en MVES de la LM augmentent de 2,6 à 9,1 g /L entre 5 et 25 j et diminuent à 3,5 g /L à un TRS de 30 j (Figure 5,6b; voir la discussion à la section 5,3,3 Analyse des résultats). L'IVB était globalement de 36 ± 12 mL /g et le ratio F/M de 0,28 ± 0,15 kg DCO /kg MVES.j, pour tous les TRS étudiés. Les légères variations dans le ratio F/M sont reliées à la composition de l'eau usée et aux teneurs en MVES de la LM selon le TRS du système.

Enlèvement de la matière organique

Les rendements d'enlèvement moyens de la DCO et du COT pour tous les TRS étudiés étaient entre 90,5 et 95,1 % (Tableau 5,2b). Par conséquent, l'enlèvement de la matière organique est peu affecté par la variation du TRS entre 5 et 30 j. La population bactérienne hétérotrophique croît donc rapidement et dégrade la matière organique même à un TRS faible. Les teneurs en DCO dans l'effluent traité en régime pseudo-établi étaient toujours inférieures à 89,4 mg/L (Tableau 5,2a ; Figure 5,5b).

Enlèvement de l'azote

L'enlèvement moyen du TKN et du NH_4 est resté assez stable pour tous les TRS étudiés, de 95,1 à 99,8 % (Tableau 5,2b). L'enlèvement global de l'ammonium était excellent et les concentrations résiduelles dans l'effluent traité étaient inférieures à 0,6 mg/L en régime pseudo-établi pour tous les TRS étudiés (Tableau 5,2a ; Figures 5,5d, e).

La teneur moyenne par TRS en N dans la boue a varié entre 10,2 et 19,3 % (g N /g MVES) (Figure 5,6c; Tableau 5,2b), ce qui est semblable et parfois supérieur (aux TRS de 10 et 15 j

principalement) à la teneur en N organique des cellules (12 % : $C_5H_7NO_2P_{1/12}$), une partie de l'azote était probablement précipitée /adsorbée avec la boue.

La nitrification en régime pseudo-établi était plus importante aux TRS entre 15 et 30 j (entre 10,5 et 13,3 mg NO_2+NO_3 /L, Tableau 5,2a, Figure 5,5f) et a diminué aux TRS de 5 et 10 j (1,2 et 6,4 mg NO_2+NO_3 /L respectivement). Les bactéries nitrifiantes ont un taux de croissance lent et ont donc une activité plus intense à des TRS supérieurs à 5 jours dans notre système.

Enlèvement du phosphore

L'efficacité d'enlèvement du P, comme l'azote et la matière organique, n'a pas varié significativement avec le TRS. Les rendements d'enlèvement moyen par TRS des o-PO_4 et du P_t à l'état-stable se situaient entre 92,0 et 99,9 % (Tableau 5,2b), avec des teneurs à l'effluent traité inférieures à 1,8 mg/L pour les TRS entre 5 et 30 j (Tableau 5,2a, Figures 5,5 g, h).

Les concentrations moyennes en P dans la boue étaient faibles au TRS de 5 jours (4,0 %, g P /g MVES) ont augmenté à 10 jours et ont par la suite diminué jusqu'à 25 j (respectivement de 8,8, 7,7, 6,6, 6,1 %, g P /g MVES; Tableau 5,2b), cette diminution provient probablement d'une augmentation des MVES dans la LM avec le TRS. Comme la teneur en MVES a diminué au TRS de 30 j, la valeur moyenne du P dans la LM a augmenté (10,3 %, g P /g MVES). Toutes les valeurs des teneurs en P dans la boue sont supérieures à la teneur normale en P des boues de 2 % (g P /g MVES) (basée sur la composition des cellules : $C_5H_7NO_2P_{1/12}$), contenue dans les systèmes de traitement aérobie n'effectuant pas l'enlèvement biologique améliorée du P (Tétrault *et al.,* 1986). Par conséquent, le P était probablement à la fois utilisé par la biomasse pour les fonctions de survie et de reproduction et enlevé par d'autres processus, tels que l'accumulation en excès par les OAP et la précipitation/adsorption avec les flocs microbiens.

Les tests de quantification de la teneur en polyphosphates dans la boue (quantification indirecte des polyphosphates, Comeau *et al.*, 1990) ont démontré que ces derniers augmentent de 0 à 0,41 % (g poly-P /g MES) avec les TRS entre 5 et 15 j. Au TRS de 20 j, la teneur en poly-P a diminué à 0,28 % (g poly-P /g MES) et est restée ensuite relativement constante avec

l'accroissement du TRS jusqu'à 30 j (Figure 5,7). Cela suppose que la teneur en poly-P dans la boue tend à varier avec le TRS : étant minimale à 5 j et maximale à 15 j. Cependant, les valeurs mesurées sont très faibles (en moyenne de 0,3 %, g poly-P /g MES) et peu significatives comparées aux teneurs totales en P dans les boues (entre 1,7 et 4,7 %, g poly-P /g MES, Figure 5,7).

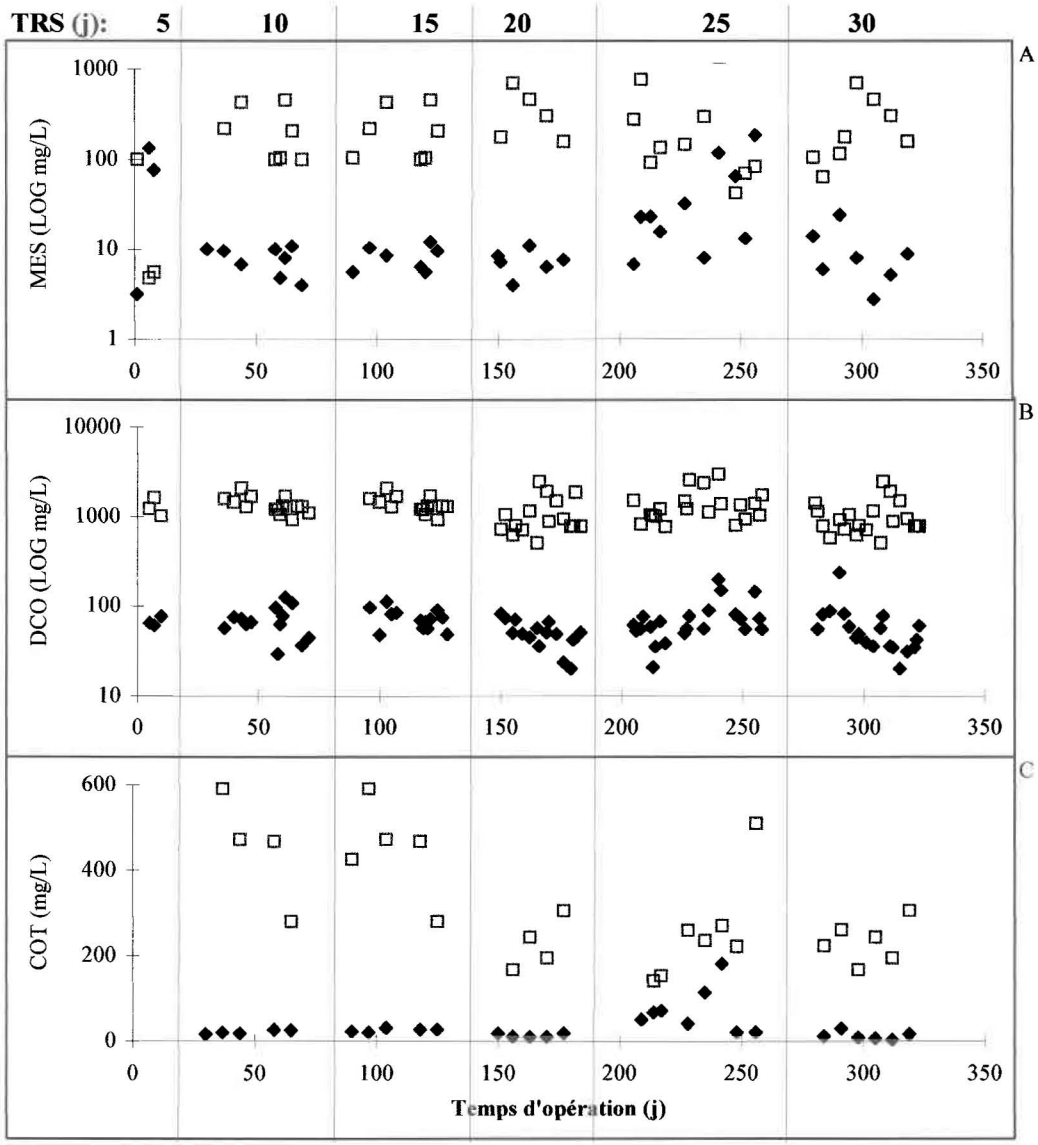


Figure 5,5 **Concentrations en A) MES, B) DCO, C) COT, D) TKN, E) NH_4, F) NO_2+NO_3, G) P_t, H) o-PO_4 et valeurs du I) pH dans l'affluent et dans l'effluent traité, pour chaque TRS étudié.**
Symboles : affluent - carrés vides ; effluent traité - losanges pleins.

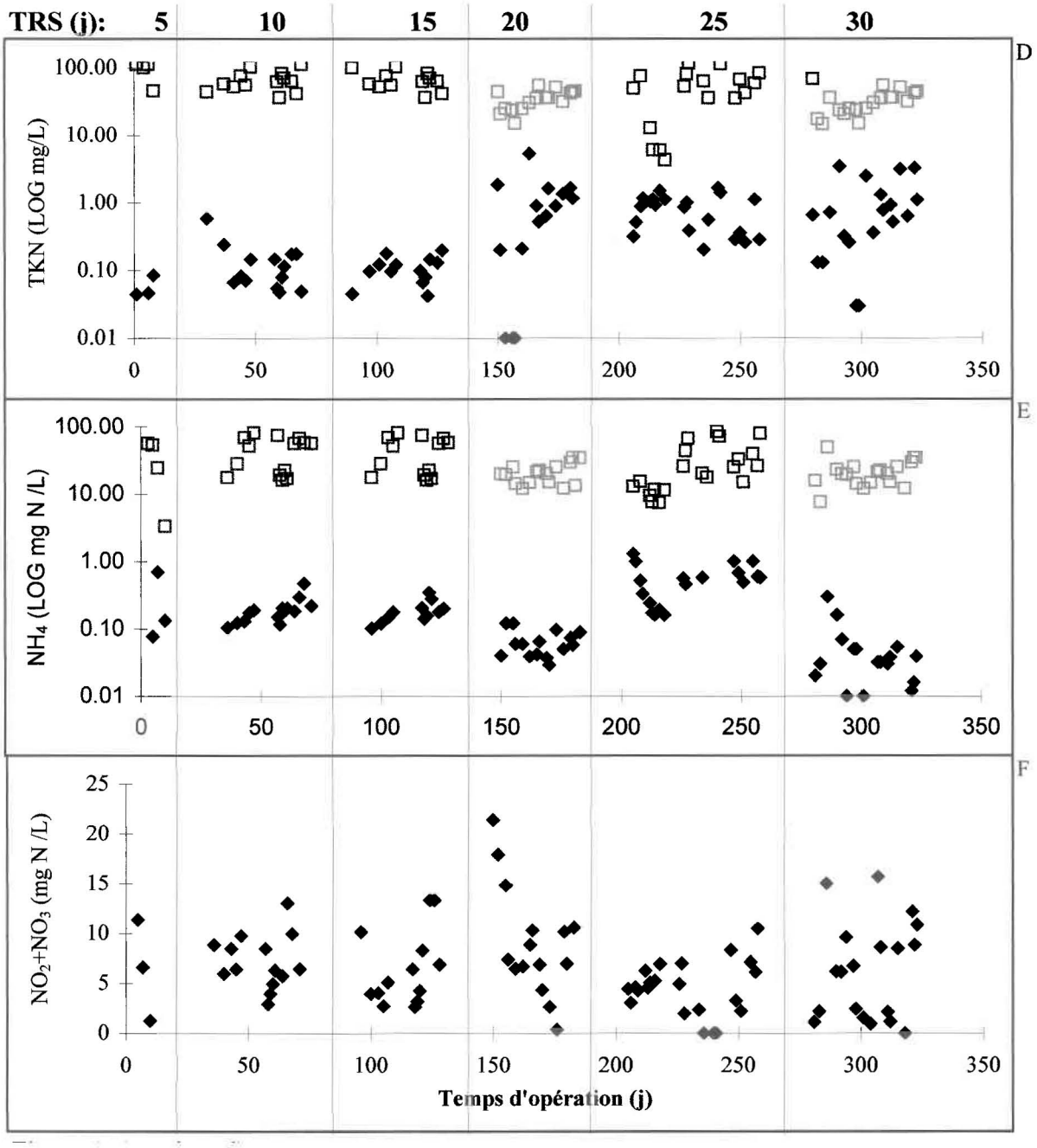


Figure 5,5 suite
Symboles : affluent - carrés vides ; effluent traité - losanges pleins.

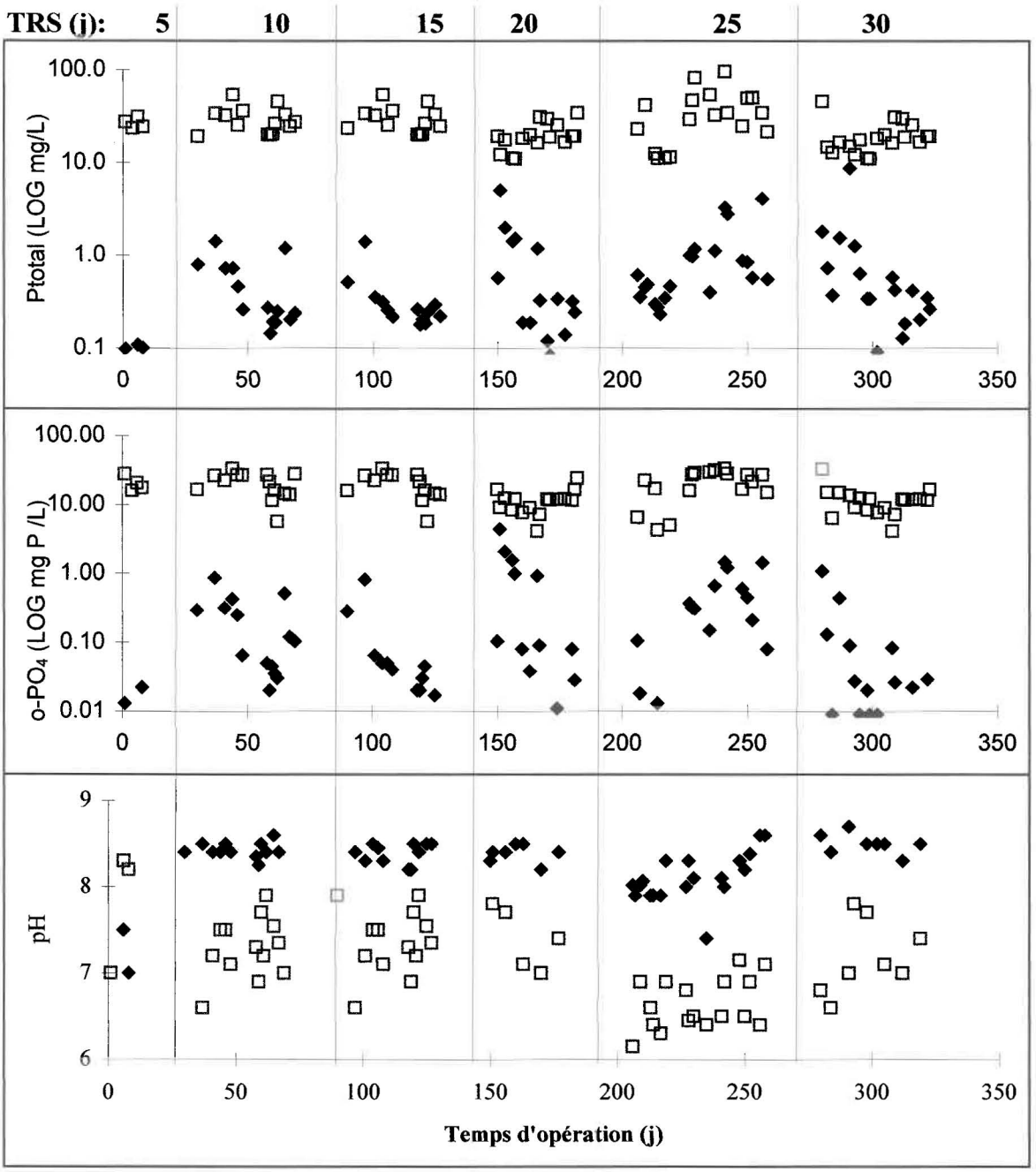


Figure 5,5 suite
Symboles : affluent - carrés vides ; effluent traité - losanges pleins.

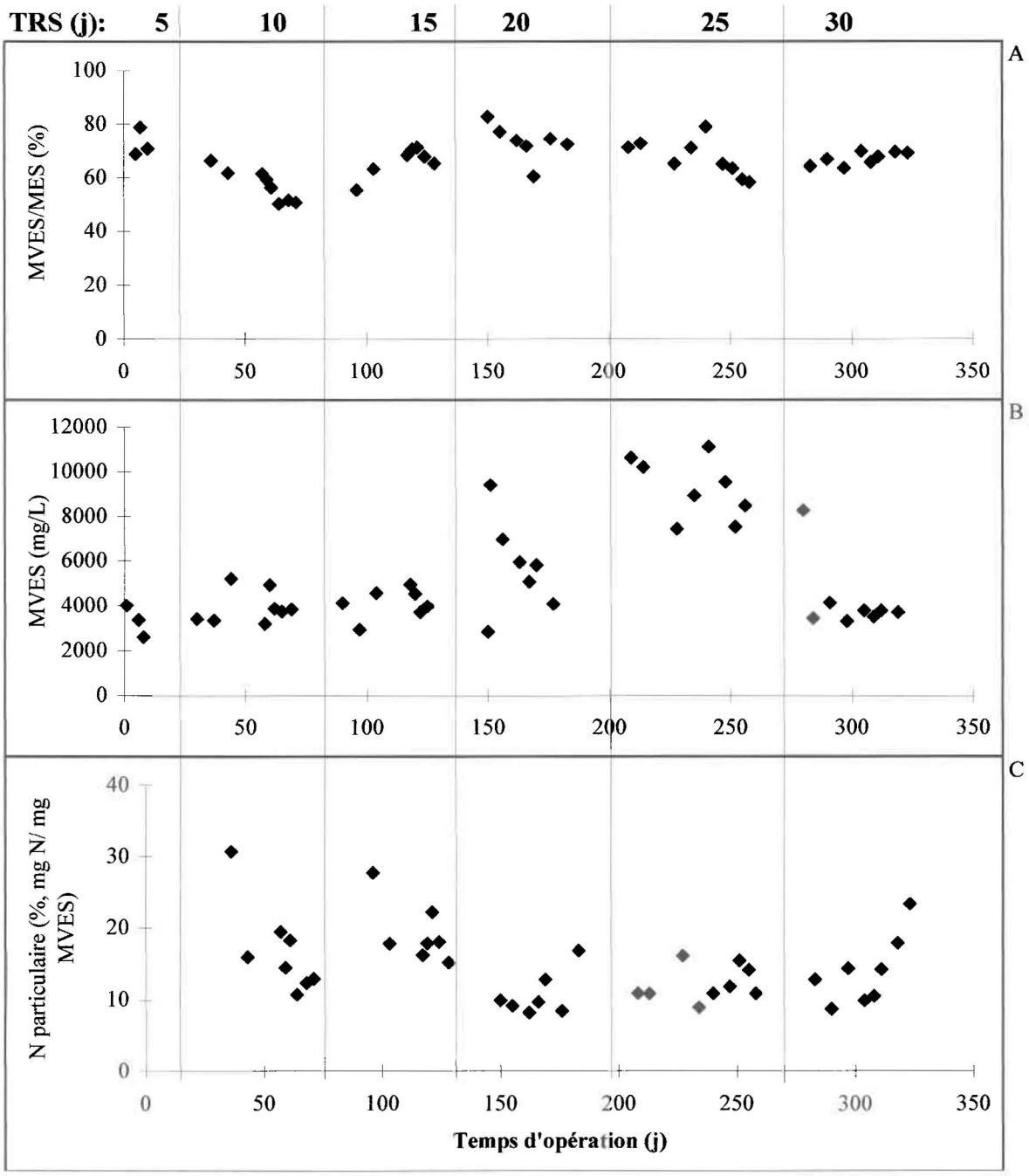


Figure 5,6 **Ratio MVES/MES (A), teneurs en MVES (B) et concentrations en azote (C) de la liqueur mixte, pour chaque TRS étudié**

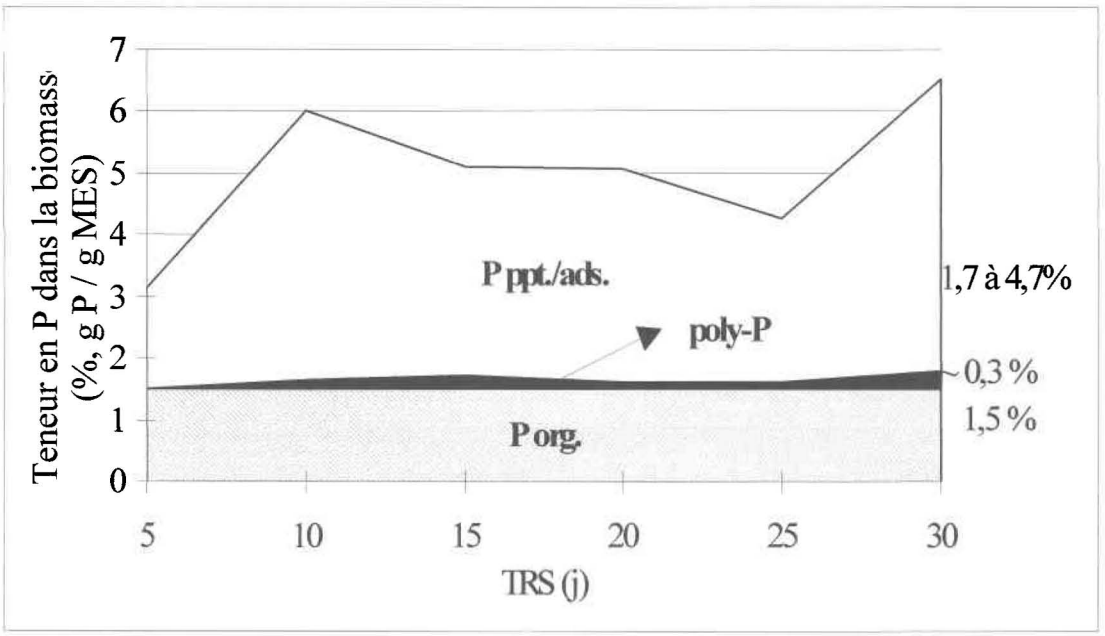


Figure 5,7 Concentrations des différentes phases du P dans la liqueur mixte, pour chaque TRS étudié

Suivi de l'évolution des nutriments pendant le cycle de traitement du RBS pour chaque TRS étudié

Le relargage de P mesuré, pendant la phase non-aérée du système, a été maximal à un TRS de 25 jours et en ordre décroissant pour les TRS suivants : 25 j > 10 j > 30 j > 20 j >15 j et était absent au TRS de 5 j (Figure 5,8a). La relation non-linéaire entre le TRS et le P relargué en anaérobie était probablement due à une précipitation simultanée du P aussitôt qu'il était relargué par les cellules. Une autre hypothèse est celle de l'utilisation simultanée par les cellules du P relargué en anaérobie, car une partie de la LM est en contact avec l'atmosphère à la surface du réacteur et est donc en condition aérobie, ce qui permet aux cellules d'emmagasiner le P présent dans le système. Ce phénomène est observé surtout dans les RBS de laboratoire, car le rapport entre l'aire de la surface en contact avec l'atmosphère et le volume total du réacteur est plus élevé que dans les RBS à l'échelle réelle et l'impact de l'aération de surface peut être détecté dans le suivi de l'évolution du P pendant le cycle de traitement. Cependant, ce phénomène n'a pas été noté de façon remarquable lors des essais effectués avec l'eau usée synthétique (Chapitres 3 et 4, Figures 3,4, 3,5 et 4,7), qui pourtant employaient le même système RBS de laboratoire. Par conséquent, le processus de

précipitation/adsorption avec la boue lorsque l'eau usée industrielle est traitée dans le RBS, influence probablement cette baisse des concentrations en P pendant la phase anaérobie. Les conditions favorisant ce processus seront discutées à la section 5,3,4.

Conséquemment, les quantités de P relargué lors des cycles observés peuvent être sous-estimées s'il y a utilisation simultanée par les cellules et /ou co-précipitation ; d'autant plus que le processus biologique de relargage de P augmente le ratio P /Ca dans la LM, ce qui favorise la précipitation du P.

Brdjanovic *et al.* (1998b) ont démontré que le $TRS_{aérobie}$ minimal requis, pour que l'EBAP se produise dans le réacteur, dépend de la cinétique de conversion des PHA et de la capacité maximale d'emmagasinement des PHA des cellules. Le $TRS_{aérobie}$ doit être suffisant pour oxyder les PHA emmagasinés dans la phase anaérobie. Par conséquent, l'absence de relargage de P observé dans notre système au TRS de 5 j est probablement causée par un $TRS_{aérobie}$ (2,5 j : qui correspond à environ la moitié de la période de traitement de notre système) insuffisant pour oxyder les PHA et que le cycle de relargage et d'utilisation (accumulation) subséquente du P se perpétue. D'autres hypothèses peuvent expliquer cette absence telle que le fait que la charge organique (acétate /MVES) est élevée et que les teneurs en polyphosphates seraient insuffisantes pour fournir l'ATP nécessaire pour l'emmagasinement du P (Smolders *et al.*, 1995a). Ces derniers ont obtenu un TRS minimal de 3 j pour que l'activité d'EBAP opère dans leur réacteur, ce qui correspond à l'atteinte du taux maximal de croissance de la biomasse.

L'intensité de l'activité du relargage de P et de l'utilisation subséquente par les OAP a varié selon le TRS imposé au système, mais malgré que le P relargué est différent en fonction du TRS du système, les rendements d'enlèvement global du P par le système ont été excellents pour tous les TRS étudiés.

La relation observée entre les concentrations de P relargué en anaérobie et celles du P accumulé en aérobie est de type linéaire pour les TRS entre 10 et 30 j et suit l'équation suivante (Figure 5,9) :

$$P\ accumulé = 1,3 * P\ relargué + 0,7$$

Cette relation démontre que les concentrations de P accumulé sont environ 1,3 fois celles du P relargué dans le système. Ce qui signifie donc que sous des conditions d'opération stable, au minimum, tout le P relargué est accumulé par les cellules pendant la phase aérobie et que le P présent dans l'eau usée entrant le système au début du cycle est aussi en partie ou en totalité accumulé par la biomasse dans le cycle de relargage/emmagasinement du P. Rappelons que la relation entre le Paccumulé/Prelargué observée dans le système traitant l'eau usée synthétique était aussi de 1,3 et que celle compilée avec d'autres études était de 1,27 (Figure 4,7, Chapitre 4). Ce qui correspond aux présents résultats obtenus avec le traitement de l'eau usée industrielle sous des conditions identiques (même RBS de laboratoire et le cycle de traitement). La relation entre le P relargué et celui emmagasiné subséquemment par les OAP est donc similaire dans différents systèmes effectuant l'enlèvement biologique amélioré du P, indépendamment des teneurs en P de l'affluent.

Les données de la production de nitrites+nitrates pendant les cycles de traitement étudiés sont présentées à la Figure 5,8b. Une nitrification plus intense a été observée aux TRS supérieurs à 20 j (> 4,5 mg/L), cependant les NO_2+NO_3 présents au début de chaque cycle étaient rapidement dénitrifiés pendant la phase en anoxie (inférieure à 20 minutes). À noter que la production des nitrates dépend étroitement de la teneur en ammonium de l'affluent. Le pH était entre 6,6 et 7,5 pendant la phase anaérobie et a augmenté rapidement jusqu'à 8,5 pendant la phase aérée (dégazage de CO_2 lorsque la LM est aérée : $HCO_3^- = CO_2 + OH^-$; Figure 5,8c). La température était stable à 20 °C et les concentrations en oxygène dissous étaient de 5 à 6 mg/L à la fin de la phase de traitement aérobie.

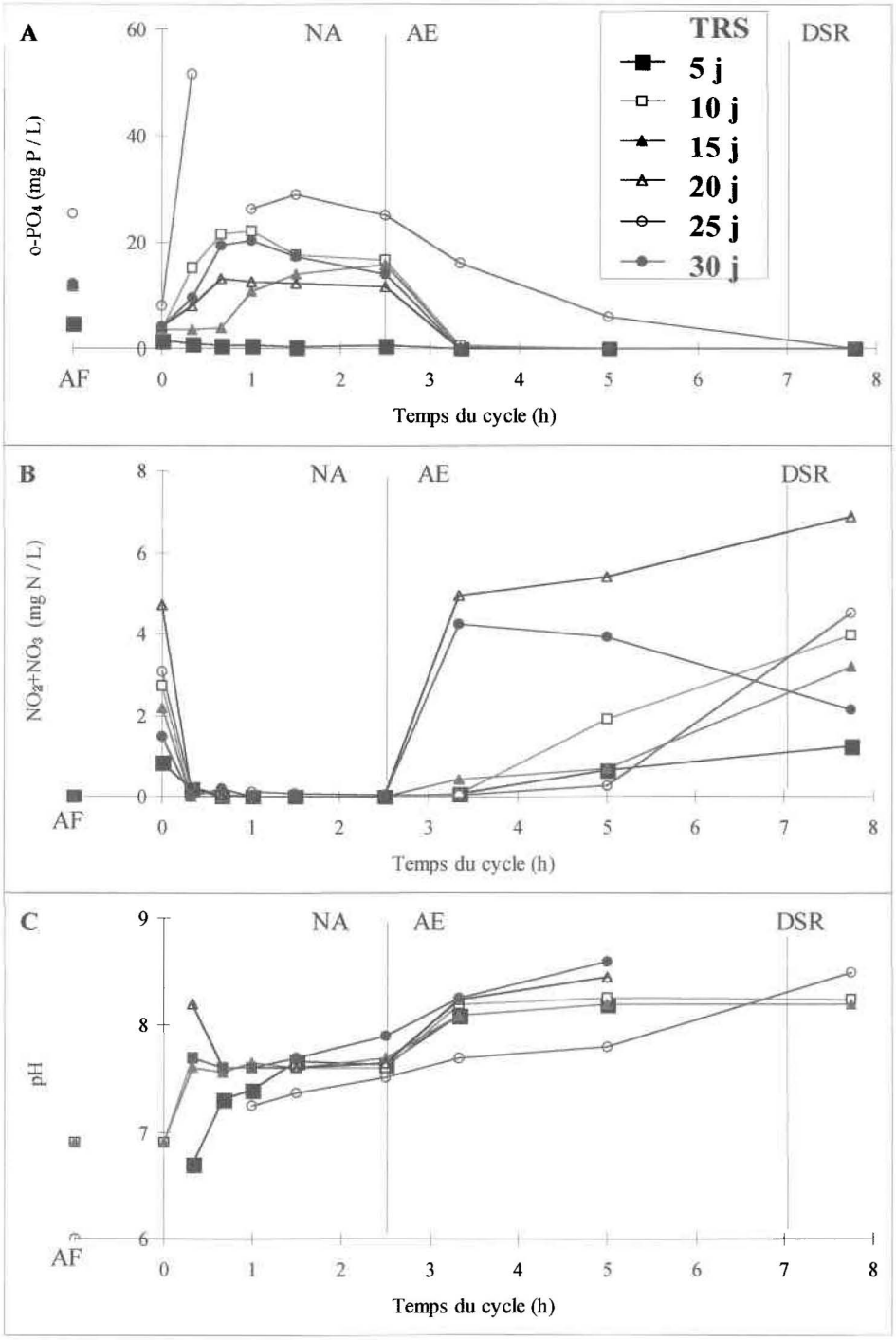


Figure 5,8 **Profils de concentrations pendant le cycle de traitement du RBS. Note : AF- affluent ; NA - zone non-aérée ; AE - zone aérée ; DSR - décantation /soutirage /repos.**

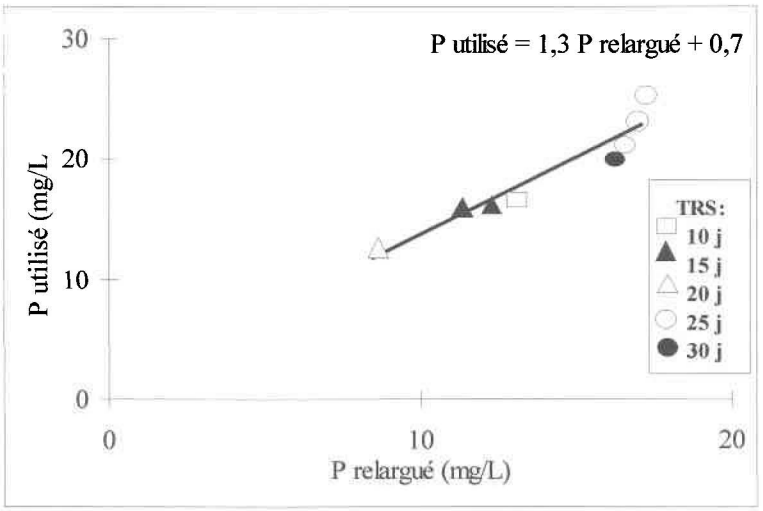


Figure 5,9 Relation entre le P relargué en anaérobie et le P utilisé /accumulé subséquemment en aérobie, pour les TRS entre 10 et 30 jours

5,3,3 Analyse des résultats

Nous avons mentionné dans la section 1,9 de la problématique spécifique que l'enlèvement du P dans un système de traitement biologique s'effectue principalement par trois mécanismes : 1) l'utilisation par les cellules pour la maintenance, la croissance et la reproduction ; 2) l'emmagasinement par les OAP en poly-P ; 3) et la précipitation/adsorption avec les solides de la boue. Les résultats obtenus au cours des expériences traitées dans cette section démontrent que ces trois principaux mécanismes représentent : $P_{organique}$ 23 à 48 %, $P_{poly\text{-}P}$ 2 à 5 % et $P_{ppt/ads.}$ 52 à 73 % de l'enlèvement du P respectivement. Par conséquent, le processus d'enlèvement du P par les OAP est beaucoup moins important que celui de la précipitation /adsorption du P avec la biomasse, ceci est conforme aux résultats obtenus avec le traitement de l'eau usée synthétique (Figure 4,8, Chapitre 4). Nous tenterons d'analyser dans cette section les résultats des essais avec l'eau usée industrielle, afin de déterminer les facteurs ou paramètres ayant accru le processus de précipitation /adsorption dans le système à l'étude.

Rappelons que les ratios des différentes formes de P dans la boue aux différents TRS étudiés étaient : P organique-1,5 % (selon la teneur en MES de la LM) ; polyphosphates-0,25 à 0,4 % ; P précipité/adsorbé-1,65 à 4,7 %. Les concentrations en P dissous résiduel dans la LM étaient inférieures à 0,01 % en fin de traitement. Globalement, les teneurs en P_t dans la LM sont les

plus faibles au TRS de 5 j, diminuent légèrement aux TRS entre 10 et 25 j (cette baisse est attribuée à l'accroissement de la concentration en biomasse lorsque le TRS augmente) et ont augmenté au TRS de 30 j, car la teneur en MES dans le réacteur a fortement diminué à 30 j (Figure 5,6).

Plusieurs mécanismes permettent d'expliquer la diminution de la concentration en matière organique dans le système, notamment : l'augmentation des besoins en énergie de maintenance, la mort des cellules, la respiration endogène, le broutage par les organismes supérieurs et la minéralisation des boues à un TRS élevé (van Loosdrecht et Henze, 1999). Cette décroissance s'observe généralement par la diminution des MES dans la LM et la diminution des coefficients de biomasse (Y) et de respiration endogène (Kd).

Le coefficient de biomasse observé en culture pure pour la croissance aérobie des bactéries hétérotrophes est d'environ 0,45-0,50 g MVES-DCO/ g DCO (van Loosdrecht et Henze, 1999). Dans notre système, le coefficient de biomasse était très élevé au TRS de 5 j (moyenne de 0,77 ± 0,23 g MVES-DCO/ g DCO), était près de la valeur en culture pure aux TRS entre 10 et 25 j (moyenne de 0,55 ± 0,32 g MVES-DCO/ g DCO) et a beaucoup diminué au TRS de 30 j (moyenne de 0,23 ± 0,10 g MVES-DCO/ g DCO). À noter que les coefficients de biomasse élevés (0,63-0,67 g MVES-DCO/ g DCO) observés dans les boues activées peuvent être attribués à la formation de réserves de polymères (van Loosdrecht et Henze, 1999).

Par ailleurs, le coefficient de respiration endogène (mortalité; Kd) observé pour les OAP est de l'ordre de 0,15-0,2 j^{-1} et de 0,3 à 0,7 j^{-1} pour les bactéries hétérotrophes (van Loosdrecht et Henze, 1999). Dans notre système, le Kd était en moyenne de 0,3 j^{-1} au TRS de 5 j et a diminué progressivement de 0,16 j^{-1} à 0,05 j^{-1} avec l'augmentation du TRS entre 10 et 30 j. Cela laisse supposer que les OAP étaient présents aux TRS supérieurs à 5 j.

Il n'est pas évident de conclure sur le mécanisme dominant qui aurait causé la forte diminution des MES entre le TRS de 25 j et celui de 30 j. D'autant plus que les conditions d'opération étaient similaires à celles observées pour tous les TRS étudiés. Mais la diminution de plus de 60 % du coefficient de biomasse et de près de 70 % de la production de boue (respectivement de 1,3 g/j et 0,4 g/j) entre les TRS de 25 j et 30 j permettent de supposer que la biomasse active a drastiquement diminué dans le réacteur. La perte cellulaire peut être causée par des

facteurs internes (perte d'activité ou de poids de la biomasse par une carence en substrat) ou externes (perte d'activité ou de poids de la biomasse et du nombre de micro-organismes par la prédation et la lyse cellulaire). Selon van Loosdrecht et Henze (1999), ce dernier processus est négligeable dans les cultures pures, mais peut être important dans les procédés à boues activées.

5,3,3,1 Enlèvement du phosphore par la précipitation

Nous avons présenté certaines formes de précipités de phosphates de calcium au Chapitre 1, dont les principales rencontrées dans les milieux naturels sont (en ordre de solubilité croissante ; Abbona *et al.*, 1986) : l'hydroxyapatite $Ca_5(PO_4)_3OH$ (HAP) ; le whitlockite $Ca_3(PO_4)_2$ (+ forme amorphe probable : $Ca_3(PO_4)_2 . x H_2O$) ; l'octacalcium phosphate $Ca_4H(PO_4)_3 . 2,5 H_2O$; la monétite $CaHPO_4$, et la brushite $CaHPO_4 2H_2O$.

Les conditions favorisant la précipitation du P sous forme de phosphates de calcium ont été présentées à la section 1,9,1. Celles s'appliquant à notre système de traitement RBS de l'eau usée d'Agrinove sont particulièrement :

- ◊ les faibles teneurs en Al et en Fe dans l'eau usée d'Agrinove (respectivement < 1 et 3,7 mg/L) diminuent la possibilité de précipitation massives de sels métalliques ;
- ◊ le pH élevé pendant le traitement favorise la précipitation du P (de 7,6 à la fin de la phase anaérobie et jusqu'à 8,5 à la fin du traitement, phase aérobie), mais sans être trop élevé afin d'éviter la précipitation de carbonate de Ca qui peut interférer avec la précipitation du phosphate de Ca ;
- ◊ les teneurs élevées en P dans la phase anaérobie, provenant du relargage de P par les OAP, peuvent aussi accélérer la précipitation du P en augmentant le ratio P/Ca (Arvin, 1983) ;
- ◊ les faibles concentrations en Mg, d'environ 5,2 mg/L dans l'eau usée d'Agrinove, écartent la possibilité de précipitation importante de phosphate de magnésium. Par ailleurs, l'ion Mg^{2+} stabilise le composé intermédiaire $Ca_2HPO_4(OH)_2$ dans la réaction de formation de l'hydroxyapatite, ce qui inhibe la cristallisation de l'apatite. Selon Arvin (1983), ce phénomène ce produit significativement lorsque le ratio

molaire Mg/Ca dans l'eau usée est supérieur à 0,45 ; ce ratio est d'environ 0,045 dans l'eau usée d'Agrinove, ce qui est 10 fois inférieur à celui inhibant la précipitation d'hydroxyapatite. Par ailleurs, Abbona *et al.* (1986) ont émis qu'à pH élevé, la formation de struvite ($MgNH_4PO_4$ .6 H_2O) nécessite une fraction molaire de Mg supérieure à 0,8 et ce ratio n'était que de 0,074 dans l'eau usée traitée (x_{Mg} = [Mg]/([Mg]+[Ca])) ;

◊ les teneurs élevées en Ca dissous dans l'eau usée d'Agrinove (~ 99 mg/L) favorisent la précipitation de phosphates de calcium au détriment de certains autres sels de P. Par ailleurs, la valeur théorique minimale du ratio Ca /P pour former des cristaux purs d'apatite est de 1,67 (Maurer *et al.*, 1999), et ce ratio était plus de deux fois supérieur (3,9 mole Ca /mole P) dans l'eau usée traitée dans cette étude.

Nous avons aussi noter au premier chapitre (Figure 1,5) que l'impact d'une concentration de 100 mg/L de Ca dans un milieu serait de précipiter largement le P dissous (concentration résiduelle de P dissous inférieure à 0,001 mg/L à pH 7) ; le pH de notre système variant entre ~ 7 et 8,5 pendant le cycle de traitement, les teneurs très faibles en P mesurées à l'effluent traité découlent probablement de la forte présence de Ca dans le milieu et du pH élevé.

La précipitation du Ca peut aussi être observée par la teneur en Ca des boues, qui est d'environ 2 % dans un système de boue activée n'effectuant pas l'EBAP, et qui était entre 7,3 et 12 % (par rapport aux MES de la LM) dans notre système. Elliott *et al.* (1978) avaient déjà remarqué ce phénomène ayant mesuré des teneurs en Ca de plus de 10 % dans leur système de boue activée effectuant l'EBAP.

La précipitation du P sous forme d'apatite, à des pH tels que 7 à 8, a été démontrée par Maurer *et al.* (1999) et modélisée par Maurer et Boller (1999). Ils ont démontré que la réaction se produit en deux étapes et est partiellement réversible : l'apatite $Ca_5OH\,(PO_4)_3$ est formée via un produit intermédiaire $Ca_2HPO_4\,(OH)_2$. Lorsque le produit de solubilité de ce dernier est dépassé, l'apatite est alors résultante de l'équation :

$$2Ca^{2+} + HPO_4^{2-} + 2OH^- \rightarrow Ca_2HPO_4(OH)_{2\,s}$$
$$3[Ca_2HPO_4(OH)_2]_s \rightarrow Ca_5OH(PO_4)_{3\,s} + Ca^{2+} + 2OH^- + 3H_2O$$

Ca-hydroxyapatite

Carlsson *et al.* (1997) ont observé une augmentation du P dans le milieu lorsque le pH est augmenté de 7 à 8,6 et ont attribué cet accroissement à une dissolution du précipité whitlockite $Ca_3(PO_4)_2$ en monétite $CaHPO_4$, l'apatite n'a donc pu se former dans leur système. Dans notre réacteur le composé de calcium phosphate précipité en anaérobie à pH entre 7 et 7,6 ne se dissous pas subséquemment en aérobie, car les teneurs en P dans l'effluent en fin de traitement sont inférieures à 1 mg P/L. Cela appui l'hypothèse qu'un phosphate de calcium stable est formé dans notre système.

Pour calculer la forme de phosphate de calcium (entre l'apatite et la monétite) précipité dans le milieu, Stumm et Morgan (1970) ont présenté l'équation de complexation de l'hydroxyapatite en système hétérogène :

$$Ca_5OH(PO_4)_3(s) + 4H^+ = 2Ca^{2+} + 3CaHPO_4\,(aq) + H_2O$$

dont la concentration en $CaHPO_4(aq)$ en fonction de la teneur en Ca et du pH s'obtient par l'équation :

$$\frac{[CaHPO_4(aq)]^3\,[Ca^{2+}]^2}{[H^+]^4} = 3 * 10^2$$

Selon cette dernière équation, à un pH de 7,6 (correspondant au pH à la fin de la phase anaérobie de notre réacteur) et à une concentration en Ca dissous d'environ 99 mg/L (dans l'eau usée d'Agrinove), la concentration résiduelle en $CaHPO_4\,(aq)$ est d'environ 0,0008 mg/L ; ce qui favorise la précipitation d'hydroxyapatite. Cependant, ce calcul prévaut pour un système où le Ca est le seul cation présent dans le milieu. Comme l'eau usée industrielle est composé de multiples cations bivalents, nous pouvons envisager que le P précipite dans une certaine proportion avec les sels métalliques présents ($AlPO_4$, $FePO_4$) et avec le magnésium disponible ($MgNH_4PO_4$), mais majoritairement sous forme de phosphates

de calcium (mélange de $CaHPO_4$, $Ca_4H(PO_4)_6(OH)_2$, $Ca_5OH(PO_4)_3$, $Ca_{10}(PO_4)_6(OH)_2$; tous stables à un pH entre 7,5 et 8,5) ce dernier étant le plus concentré dans l'eau usée traitée.

Un suivi des principaux nutriments (P, Ca, Na, K, Mg) dans le réacteur pendant le cycle de traitement dans les phases solide et liquide permettrait de quantifier l'enlèvement de ces nutriments et donc de calculer l'évolution des ratios Ca /P /Mg dans le temps et de déduire plus précisément quels précipités sont formés dans le réacteur en tenant compte de la variation du pH. Par contre, la fraction de P adsorbé avec la biomasse serait confondue avec le P complexé, il faudrait probablement procéder à des extractions séquentielles du P avec la boue. Cette étape des travaux fait partie des recommandations de suivi de la thèse.

Les conditions étaient donc largement favorables à une forte précipitation du P (et/ou adsorption avec les flocs) dans notre système et ce processus a prédominé sur celui de l'emmagasinement en excès par les OAP. Les résultats obtenus avec le traitement de l'eau usée industrielle démontrent que la composition de l'eau usée joue un rôle majeur dans l'enlèvement du P et que certaines conditions d'opération (pH, cycle anaérobie/aérobie) ont par ailleurs catalysé la précipitation du P.

Les excellents résultats des rendements d'enlèvement global du P cela indépendamment du TRS étudié posent un questionnement sur la nécessité de l'étape initiale anaérobie du traitement. Car le processus d'EBP n'est pas prédominant dans notre système et n'est donc peut-être pas essentiel à l'efficacité du traitement. Cependant, certains avantages découlent de ce choix de type de traitement :

- ◊ l'effet sélecteur de la phase anaérobie en amont du traitement, qui peut permettre d'éviter la croissance accrue des bactéries filamenteuses (Matsuo, 1994) ;
- ◊ l'enlèvement d'une partie de la matière organique et de l'azote pendant la phase non-aérée du traitement permet de diminuer les coûts reliés à l'aération pour atteindre les mêmes rendements d'enlèvement des nutriments ;
- ◊ le P relargué pourrait catalyser la précipitation du P en anaérobie ;

et certains désavantages seraient encourus si un traitement de type aérobie seulement avait été privilégié dont, entre autres :

- ◊ une phase aérée plus longue, pour dégrader notamment tout le C, entraînerait un pH très élevé qui pourrait inhiber la croissance bactérienne et favoriser la précipitation de carbonate de Ca, ainsi que des concentrations en nitrates plus élevées selon les teneurs en ammonium de l'affluent, qui pourraient nécessiter l'intégration d'une phase de dénitrification en fin de cycle, ce qui peut être problématique si le substrat organique est complètement dégradé à ce stade du traitement.

5,3,3,2 Précipitation du P induite biologiquement

Maurer et Gujer (1998) et Maurer *et al.* (1999) ont étudié le processus de précipitation du P, mais lorsqu'induit par l'augmentation du P en phase anaérobie (relargage du P par les OAP). Ils ont appelé ce processus de précipitation du P, la « précipitation du P induite biologiquement ». Leur constat de base est que la précipitation du P est reliée avec le P relargué par les OAP en anaérobie surtout lorsque les concentrations en Ca sont modérées (40-80 mg/L) et que les valeurs du pH ne sont pas très élevées (entre 7 et 7,7). Ce phénomène a déjà été exposé dans la problématique spécifique (section 1,9). L'explication de ce phénomène est qu'à des pH supérieurs à 7, plus d'énergie sera nécessaire au transport de l'acétate à travers la membrane cellulaire (car si le pH externe est plus élevé que celui de la cellule, cela augmente la différence de potentiel électrique et le transport d'un anion tel que l'acétate nécessitera plus d'énergie), ce qui augmente le relargage de P dans le milieu et favorise donc la précipitation. Cependant, les teneurs en P relargué dans notre étude sont inférieures à 17 mg/L, ce qui n'est probablement pas assez élevé pour influencer seul la précipitation du P.

Smolders *et al.* (1996) ont démontré le ratio du P relargué /l'utilisation de l'acide acétique est de 0,5 mole P /mole C-acide acétique au pH de 7 et ce ratio varie selon le pH du milieu. Dans notre étude, ce ratio est plus faible que celui démontré par Smolders *et al.* (1995b) de 0,56 mole P /mole C-acide acétique au pH de 7,6 observé pendant la phase anaérobie du RBS. Les valeurs inférieures à 0,56 sont observées spécifiquement aux TRS entre 10 et 20 j (Figure 5,10a). Cela indique que le P relargué est moindre que la valeur théorique nécessaire au transport de l'acétate à travers la cellule. Certaines hypothèses permettent d'expliquer cela :

- ◊ comme le pH tend à augmenter pendant la phase aérobie et que conséquemment le pH en anaérobie est relativement élevé (~7,6), le P contenu dans l'affluent et celui relargué par les bactéries a tendance à précipiter en anaérobie, ce qui affecte (diminue) le ratio P relargué/acétate utilisé ;
- ◊ la diminution de la concentraion en MVES à des TRS moins élevés peut décroître la contribution nécessaire pour l'énergie de maintenance ;
- ◊ l'utilisation du P simultanément au relargage, provenant de l'effet de l'aération à la surface de contact de la LM avec l'atmosphère ;
- ◊ la production de boue accrue aux TRS plus faibles peut augmenter l'enlèvement du P par la précipitation/adsorption, les valeurs de Px étaient respectivement, pour les TRS entre 5 et 30 j, de : 1,5 ; 1,0 ; 1,1 ; 1,3 ; 0,4 g /j ;
- ◊ l'acétate est utilisé par d'autres populations microbiennes que les OAP .

Les besoins en DCO pour l'enlèvement de l'azote sont de 3,5 mg DCO par mg NO_3 (Smolders *et al.*, 1996). Les teneurs en NO_2+NO_3 dans notre système en début de cycle, variant entre 1,2 à 17,3 mg (NO_2+NO_3)/L pour tous les TRS étudiés, impliquent l'utilisation d'une partie de la DCO par les bactéries dénitrifiantes (de 4 à 60 mg /L). Si cette DCO consommée est considérée comme étant de l'acide acétique, le ratio P relargué /HAc utilisé augmentera, car l'acide acétique n'est pas utilisé que pour le relargage du P. Par exemple, le ratio P relargué /HAc utilisé au TRS de 25 j passerait de 0,52 à 0,6 (P-mole /C-mole) si on tient compte de l'acide acétique utilisé pour la dénitrification.

La Figure 5,10a permet aussi d'observer que le ratio P relargué /HAc utilisé est relié avec le TRS. Des résultats similaires ont été présentés par Smolders *et al.* (1996), ils ont attribué l'augmentation du ratio P relargué /HAc utilisé avec le TRS à une hausse de la contribution de l'hydrolyse des polyphosphates pour la maintenance en anaérobie entraînée par l'accroissement de la biomasse avec le TRS.

5,3,3,3 Coefficient de biomasse « Biomass yield » et la variation du TRS

Le coefficient de la biomasse active (Y) dépend du taux de croissance des micro-organismes, dont ce dernier est relié au TRS ; un accroissement du TRS entraîne une augmentation de la concentration de la biomasse dans le réacteur (Smolders *et al.*, 1995a). À l'opposé, le coefficient de biomasse décroît avec l'augmentation du TRS (Figure 5,10b). Cela provient d'une contribution plus grande en énergie pour la maintenance des cellules (Smolders *et al.* 1995a, 1996). En théorie, un TRS plus bas pourrait être fixé dans le système pour augmenter la concentration de biomasse active et par conséquent la concentration en OAP dans la boue (Smolders *et al.* 1995a, 1996), ce qui pourrait accroître l'efficacité d'enlèvement du P du système.

Avec l'augmentation du TRS certains paramètres sont aussi accrus, tels que : la concentration de la biomasse, la teneur en P relargué pendant la phase anaérobie et le ratio P relargué /acide acétique utilisé (Smolders *et al.*, 1995b). Nos travaux sont en accord avec ces dernières hypothèses. En effet, les teneurs en MVES dans la liqueur mixte ont augmenté de 2,6 à 9,1 g /L pour les TRS entre 5 et 25 j. Par contre, au TRS de 30 j, la teneur moyenne en MVES de la LM a diminué à 3,5 g /L. Les hypothèses concernant cette diminution ont été présentées précédemment à la section 5,3,3 de ce chapitre.

Les principales conclusions tirées des essais présentés dans la section 5,3 sont :

- ◊ l'effet de la variation du TRS entre 5 et 30 j sur les rendements d'enlèvement des nutriments est minimal et tous les TRS étudiés ont montré de bons rendements d'enlèvement des nutriments, notamment du P ;
- ◊ le mécanisme de précipitation est le processus dominant dans l'enlèvement du P, même si le système était opéré de façon à favoriser l'enlèvement biologique amélioré du P par les OAP ;
- ◊ l'utilisation d'un cycle anaérobie/aérobie comporte plusieurs avantages, dont celui de l'effet sélecteur, permettant de contrôler la croissance des bactéries filamenteuses dans le système.

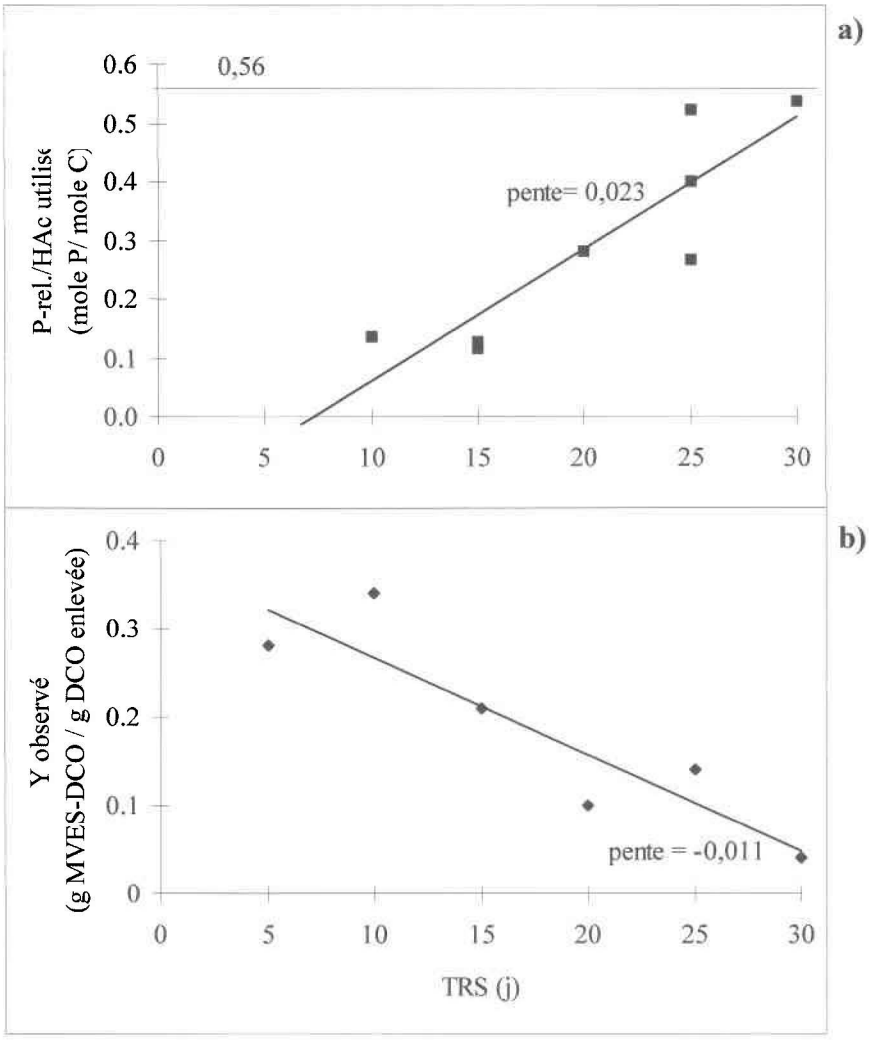


Figure 5,10 **Ratios stoechiométriques pour chaque TRS étudié : a) ratio P relargué /acide acétique utilisé en condition anaérobie (la ligne représente la valeur théorique de 0,56 correspondant à un pH de 7,6 dans le réacteur en condition aérobie selon Smolders *et al.* 1995b) ; b) le coefficient de biomasse observé.**

5,4 Effet de la variation de l'aération sur le relargage de P en anaérobie et sur le rendement d'enlèvement du P du système

La concentration en oxygène dissous [OD] dans le RBS a été optimisée en diminuant progressivement l'intensité de la pompe fournissant l'air au système en phase aérobie. Les concentrations en oxygène dissous fourni au système sont mesurées à la fin du cycle de traitement lorsque toute la matière organique est dégradée, et ont été ajustées subséquemment à 7, 3, 2 et 1 mg OD/L sur plusieurs cycles étudiés. Le TRS est fixé à 25 jours.

Le but de ces essais était principalement de vérifier l'effet du taux d'aération, dont surtout de faibles taux d'aération, dans le système sur le relargage du P en anaérobie et sur le rendement global d'enlèvement du P. La figure 5,11a présente la variation du P pendant le cycle de traitement pour chaque concentration en OD étudiée. On remarque que le relargage de P en anaérobie était presque inexistant lorsque la concentration en OD dans le système en fin de cycle était inférieure à 3 mg/L inclusivement. Cependant, le P est presque totalement accumulé en aérobie, les rendements d'enlèvement des o-PO_4 étant supérieurs à 99 % pour toutes les [OD] étudiées. Par contre, à la teneur en OD de 7 mg/L, le processus de relargage de P en anaérobie et d'utilisation subséquente en aérobie s'est produit selon le ratio P accumulé = 1,5 P relargué.

Les principaux autres paramètres mesurés dans le système pendant les essais sont la concentration en MVES dans la LM, qui a augmenté de 4,25 à 7,93 g/L entre les [OD] de 1 à 7 mg/L ; le pH augmente de 6,5-7 à plus de 8,2 à la fin de la phase aérobie (dégazage de CO_2), ces valeurs ont été observées pour tous les cycles étudiés avec peu de différence selon la concentration en OD mesurée dans le réacteur en aérobie (Figure 5,11b) ; l'IVB, qui a varié entre 31 et 57 pour les [OD] entre 1 et 7 mg/L ; les nitrites+nitrates, qui ont été inférieurs à 3,8 mg/L pour les [OD] entre 1 et 3 mg/L et de 6,8 mg/L pour l'essai à 7 mg OD/L.

Le phénomène de réabsorption du P dans le système en anaérobie, déjà observé lors des précédents essais avec l'eau usée industrielle, est aussi présent et fortement notable à la [OD] de 7 mg/L (Figure 5,11). Cette baisse des concentrations mesurées en P pendant la phase anaérobie peut être attribuée à une utilisation simultanée par les OAP due au phénomène

d'aération de surface, fréquent dans les RBS de dimensions de laboratoire, et/ou à une précipitation/adsorption avec la boue, dont les conditions favorisant ce processus ont été présentées à la section précédente.

Globalement, la concentration en OD influence le processus de relargage de P, qui a été en grande partie diminué dans notre système lorsque les teneurs en OD étaient inférieures à 3 mg/L. Par contre, la capacité d'adsorption/précipitation du P avec la boue (démontrée à la section précédente) permet d'obtenir des rendements efficaces d'enlèvement du P même à une teneur en OD en fin de cycle de 1 mg/L.

Il est à noter qu'une aération excessive du système doit être évitée, car pour maximiser la déphosphatation biologique il vaux mieux que les PHA emmagasinés soient disponibles jusqu'à la fin de la phase aérobie afin que le P ne soit de nouveau relargué. Ce qui peut arriver si les cellules n'ont plus de réserves de C pour leur maintenance (énergie), elles vont alors utiliser les poly-P accumulés et un relargage aérobie de P sera observé dans le système (Comeau *et al.*, 1987).

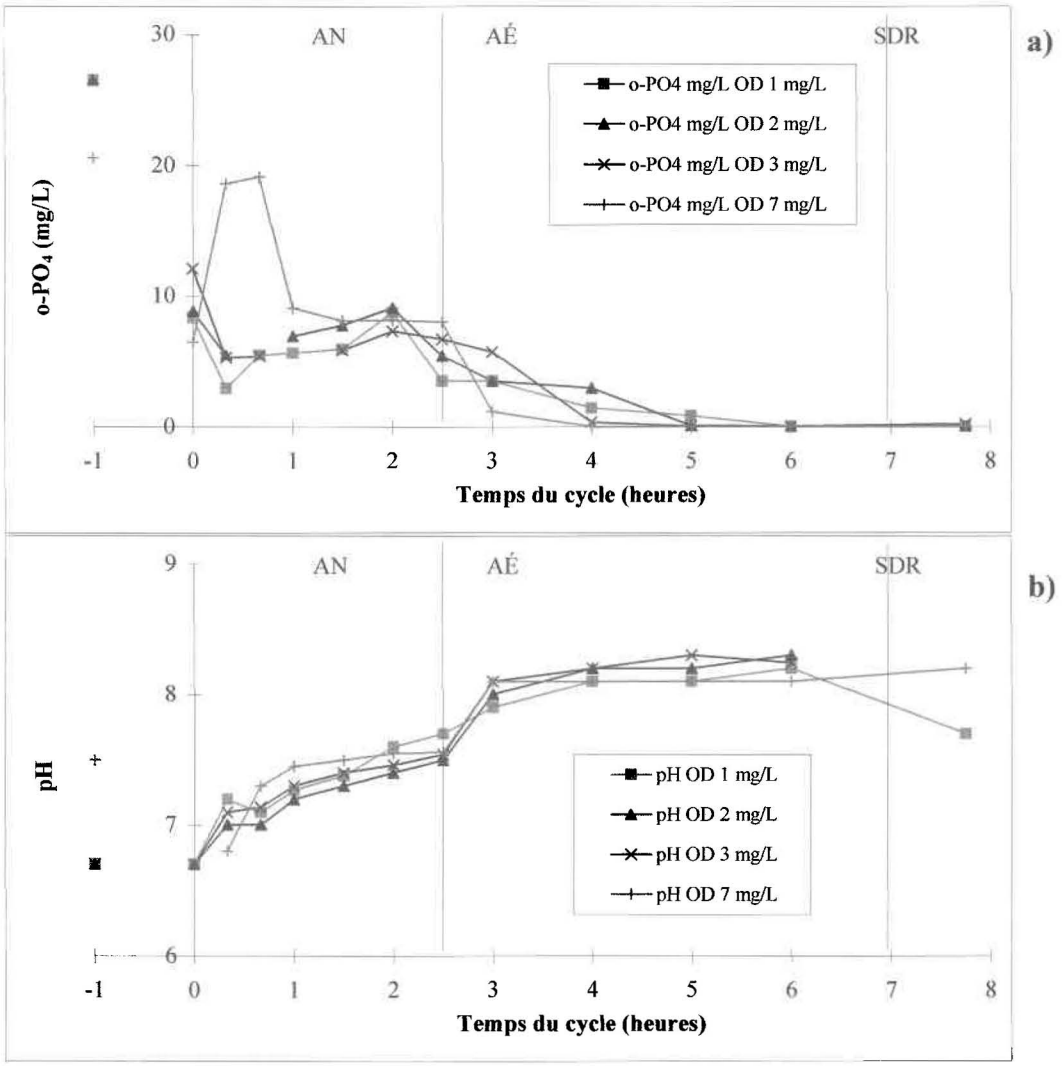


Figure 5,11 Évolution des orthophosphates (a) et du pH (b) pendant le cycle de traitement pour chaque concentration en OD étudiée, en système RBS.

5,5 Effet de l'ajout d'une phase de dénitrification en aval du traitement aérobie sur le relargage de P en anaérobie

L'objectif et la méthode employée pour étudier l'effet de l'ajout d'une zone non-aérée en aval de la zone aérobie ont été présentés respectivement aux sections 1,9,6 et 2,13. L'objectif principal est de permettre la dénitrification des nitrates en fin de traitement et non au début du nouveau cycle, afin de réserver le substrat facilement biodégradable pour les OAP et de maximiser le relargage de P en anaérobie. Un relargage possible de P pendant la phase en anoxie en aval du traitement est à envisager, une courte ré-aération est donc ajouter à la fin du cycle pour ré-emmagasiner le P qui pourrait être remis en solution en anoxie.

Le test de l'insertion d'une zone en anoxie en aval du traitement aérobie a été réalisé sur un suivi de deux cycles, les 23 et 24 septembre 1998, avec comme affluent l'eau usée de l'usine d'Agrinove correspondant à la « batch » 6, le TRS a été fixé à 25 j. Deux cycles ont été suivis afin d'observer l'évolution des nitrates, des phosphates et de la DCO pendant le traitement, avant modification du cycle, et le lendemain, après que le cycle ait été modifié dans le RBS D. De cette façon nous pouvons déterminer l'impact de la dénitrification des nitrates en aval du traitement sur le relargage du P au cours d'un cycle échantillonné 24 heures plus tard.

La Figure 5,12 présente le cycle modifié du traitement en RBS et le début d'un nouveau cycle de traitement. Les principales modifications sont le raccourcissement de la première phase aérée (de 4,25 à 3 h), l'ajout d'une phase en anoxie (1 h) en aval de la phase aérobie, suivi d'une ré-aération (0,5 h) en fin de cycle.

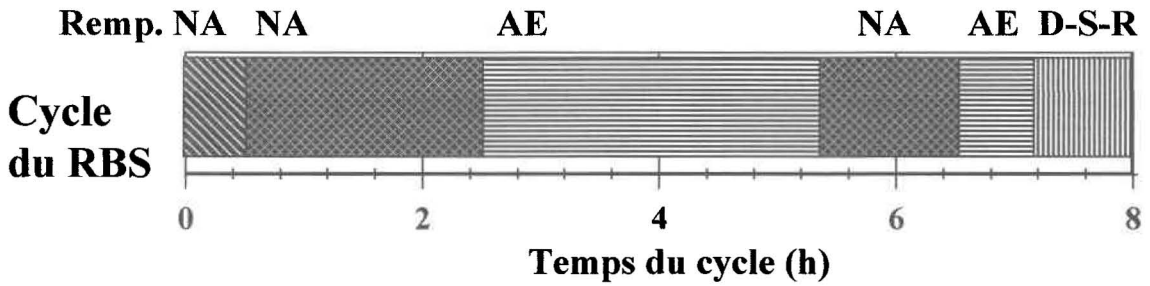


Figure 5,12 Schéma du cycle modifié du traitement en RBS, avec ajout d'une étape de dénitrification en aval du cycle. NA-non-aérée, AE-aérée ; D-S-R-(soutirage de la LM) décantation, soutirage de l'effluent et repos

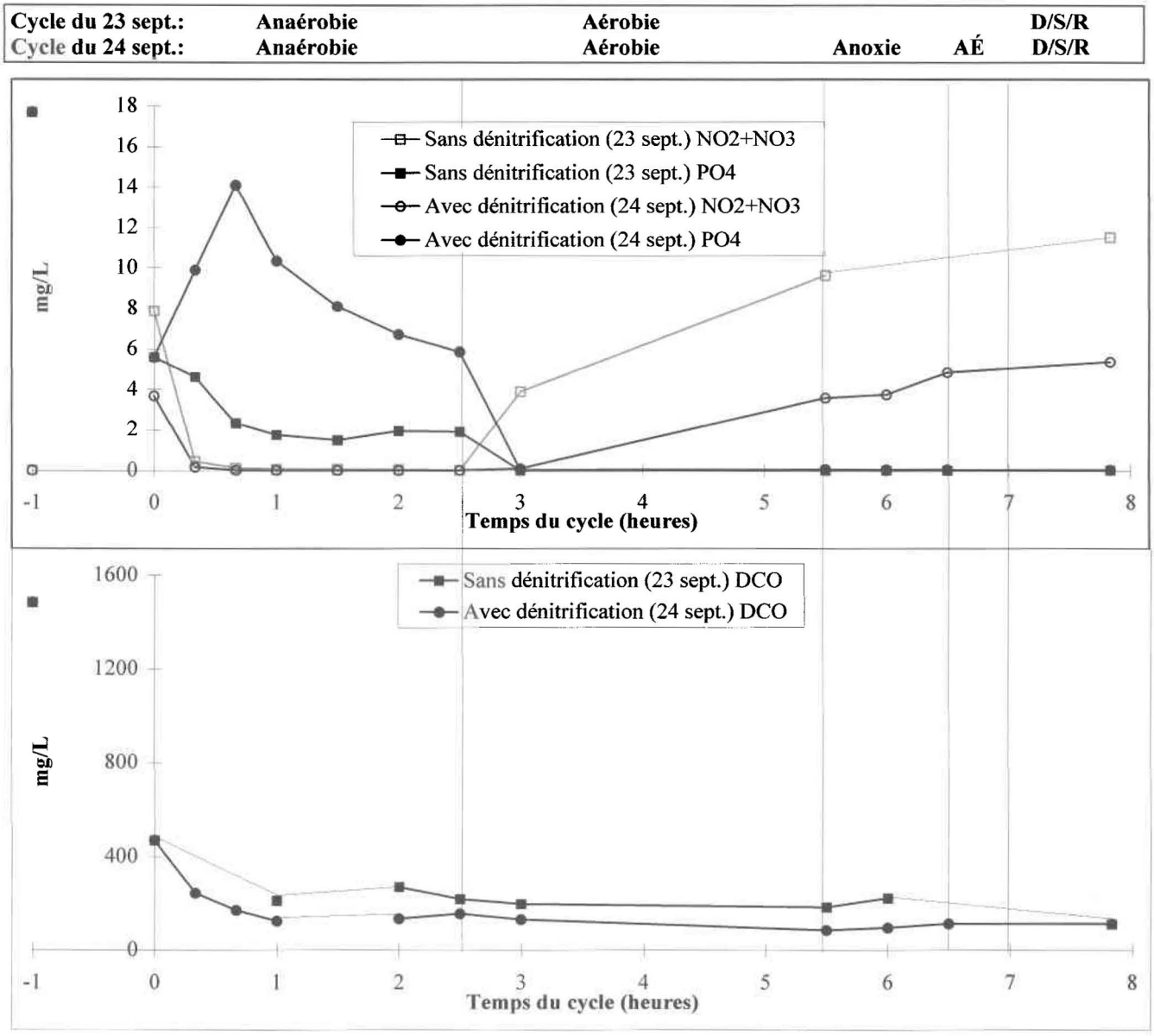


Figure 5,13 **Évolution des phosphates, des nitrites+nitrates et de la DCO pendant deux cycles de traitement en RBS de laboratoire : 23 septembre-sans ajout d'une phase de dénitrification en aval du traitement ; 24 septembre- avec ajout d'une phase de dénitrification en aval du traitement. AE-aérée ; D-S-R-(soutirage de la LM) décantation, soutirage de l'effluent et repos**

Le graphique de la Figure 5,13 présente l'évolution des phosphates, des nitrites+nitrates et de la DCO pendant les deux cycles étudiés, soit avant et après l'ajout d'une étape de dénitrification en aval du traitement biologique en RBS. Nous remarquons que le principal impact de la modification du cycle a été la diminution de la production des nitrites+nitrates et nous n'avons pas observé de dénitrification pendant la phase en anoxie après 5,5 heures de traitement anaérobie/aérobie. L'ajout d'une phase ultime aérobie s'est donc avéré inutile, le P n'ayant pas été relargué de nouveau dans le milieu. L'absence de dénitrification est probablement causée par la non disponibilité de substrat soluble. En effet, la DCO totale après la première phase aérobie du cycle, est de 85 mg /L, la DCO soluble est donc inférieure et probablement insuffisante à la dénitrification. Par contre, la modification du cycle a, après 24 heures seulement, entraîné la diminution globale de la concentration en nitrites+nitrates de moitié (de 11,5 à 5,4 mg NO_2+NO_3 /L). Ce qui a permis de diminuer le substrat utilisé par les bactéries dénitrifiantes au début du cycle et donc d'augmenter le P relargué par les OAP (de 2 à 8,5 mg /L).

À noter que le même phénomène, observé pendant les essais sur l'effet de la variation du TRS, de diminution du P relargué pendant la phase anaérobie se produit dans le RBS. Cette diminution, tel que discuté précédemment, peut être attribuée notamment à une précipitation du P et/ou à un emmagasinement par les OAP causé par une aération de la LM à la surface de contact avec l'atmosphère.

Il est important de mentionner que l'augmentation du P relargué dans le cycle avec dénitrification en aval du traitement, n'a pas résulté en un meilleur rendement d'enlèvement du P, car l'efficacité d'enlèvement du P était déjà de 99,9 % avant la modification du cycle. Ce qui indique que le processus de précipitation/adsorption était probablement majoritaire dans l'enlèvement du P, tel qu'observé à la section précédente. Il est cependant intéressant de noter que le ratio P accumulé en aérobie /P relargué en anaérobie (Pa/Pr) est passé de 1 à 1,65 dans le cycle avec dénitrification en aval ; que la concentration en MVES de la LM a augmenté de 5 à 6,4 g /L ; et que le P total contenu dans la LM a augmenté de 5,5 à 5,9 % (g P /g MVES*100) entre les deux journées d'échantillonnage.

Les résultats obtenus avec ces essais permettent de déterminer que l'ajout d'une étape en anoxie à la fin du cycle a permis de diminuer la production de nitrites+nitrates et conséquemment d'augmenter le relargage du P, et que cette configuration du cycle pourrait probablement permettre de traiter efficacement une eau usée avec des teneurs plus élevées en P. Car, le ratio P accumulé /P relargué (Pa /Pr) de 1,65 signifie que la capacité d'emmagasinement du P est d'au moins 1,65 fois celle du P relargué. Alors, théoriquement, une eau usée avec une concentration en phosphates de 45 mg /L (1,65 * Pr / facteur de dilution de l'eau usée dans le RBS) pourrait être traitée efficacement dans ce type de RBS (~ 99 % d'enlèvement du P).

En conclusions :

- ◊ la nécessité de l'ajout d'une étape anoxie en fin de cycle peut être importante si la teneur en NH_4 à l'affluent est élevée et que la production de nitrates en aérobie nuit au processus de relargage du cycle suivant, ou encore si la concentration en AGV de l'affluent ne peut subvenir aux besoins en substrat facilement biodégradable des micro-organismes effectuant la déphosphatation et à ceux effectuant la dénitrification en anaérobie ;

- ◊ la dénitrification ne s'étant pas produite pendant la phase anoxie, cette étape pourrait être remplacée par un raccourcissement égal en temps de la phase aérobie, pour diminuer la production de nitrites+nitrates et maximiser le relargage au début du nouveau cycle ;

- ◊ la dénitrification anoxie pourrait être produite en ajoutant du substrat (soit de l'eau usée ou un composé organique synthétique) au début de cette phase. Cela entraînerait cependant un relargage du P emmagasiné en aérobie et nécessiterait impérativement l'ajout d'une seconde phase aérobie en fin de cycle pour permettre le ré-emmagasinement du P présent dans le milieu ;

- ◊ l'effet répressif des nitrites+nitrates, présent au début du cycle, sur le potentiel de relargage de P, a donc été confirmé dans le RBS à l'étude et pourrait amener à reconsidérer la configuration du cycle de traitement dans de futurs travaux traitant des eaux usées industrielles chargées en nutriments.

6 DISCUSSION GLOBALE DES RÉSULTATS PRÉSENTÉS DANS LA THÈSE ET RECOMMANDATIONS PRATIQUES POUR LE TRAITEMENT DE L'EAU USÉE AGRINOVE À L'ÉCHELLE RÉELLE

Les Chapitres 3, 4 et 5 ont présenté et discuté les résultats obtenus dans nos travaux de recherches ainsi que les conclusions relatives à chaque étape des travaux. Cette section a pour objectif de présenter une discussion globale des résultats de la thèse en démontrant les apports pratiques de l'étude par rapport aux connaissances actuelles dans le domaine et en comparant les résultats des mécanismes prédominants d'enlèvement du P selon le type d'eau usée utilisé. Enfin, nous postulerons quelques hypothèses et suggestions pour optimiser le traitement de l'eau usée de l'usine Agrinove dans le système à l'échelle réelle.

Rappelons d'abord les principaux objectifs de la thèse, qui sont d'optimiser en laboratoire les conditions de traitement biologique en RBS anaérobie /aérobie d'eaux usées riches en nutriments en deux phases : phase I-traitement d'une eau usée synthétique, phase II-traitement d'une eau usée provenant d'une fromagerie dans un système RBS; d'étudier l'effet de la variation de certains paramètres sur l'enlèvement biologique des nutriments : le TRS, la dénitrification en fin de traitement et la concentration en oxygène dissous; et enfin, d'étudier les mécanismes d'enlèvement du P dans le traitement biologique en RBS d'eaux usées riches en nutriments.

6,1 Bilan sur l'étude des mécanismes d'enlèvement du phosphore dans un système RBS traitant des eaux usées riches en nutriments

D'abord, le choix de l'utilisation d'un système RBS et d'un cycle de huit heures (anaérobie /aérobie) pour le traitement des eaux usées riches en nutriments a permis d'atteindre, dans certaines conditions d'opération, de bons rendements d'enlèvement des nutriments ainsi qu'une très bonne séparation des phases liquide et solide dans le réacteur.

Les essais avec l'eau usée synthétique et l'eau usée industrielle ont permis de démontrer que les processus dominants d'enlèvement du P dans le bioréacteur sont influencés par la

composition de l'affluent. Les teneurs élevées en nutriments (DCO, N et P) de l'EUS et le ratio moyen DCO /N /P se rapprochaient de ceux observés dans la composition de l'EUA. Par contre, les teneurs en Ca dissous dans l'EUA étaient de dix fois supérieures à celle de l'EUS. Ce qui a grandement influencé les mécanismes d'enlèvement du P lors des essais de traitement de ces deux eaux usées dans le même type de système RBS.

En effet, les teneurs élevées en calcium dans l'EUA a entraîné une forte précipitation chimique du P avec la biomasse sous différentes formes de spéciations de phosphates de calcium. La forte compétition pour le P entre le processus de précipitation et l'emmagasinement en polyphosphates intracellulaires a diminué l'importance de ce dernier processus, malgré les conditions le favorisant, par rapport aux essais avec l'EUS.

Cette forte compétition s'observe dans le réacteur par le taux d'enlèvement du P en période d'aérobie, rappelons qu'il dépend principalement de la vitesse d'utilisation par les OAP et du potentiel de précipitation avec la biomasse (qui dépend de la teneur en cations (Ca dans notre cas) et du pH du système, qui augmente graduellement en aérobie par le dégazage de CO_2). En effet, le taux d'enlèvement du P en aérobie était en moyenne de 17,4 mg /L.h (variant de 14 à 19,4 mg /L.h) lors du traitement de l'EUA et de 10,2 mg /L.h (variant de 5 à 16,3 mg /L.h) avec l'EUS. Par conséquent, le P était, en général, enlevé plus rapidement (taux moyen de 40 % plus élevé) dans le système traitant l'EUA. Ce qui laisse supposer que le processus de précipitation chimique du P avec le Ca a dominé les processus d'enlèvement biologique (mêmes conditions d'opération : [OD], pH aérobie, etc.).

Même si le processus d'enlèvement en excès du P par les OAP n'était pas prédominant dans notre système, nos travaux ont démontré que dans la portion du P emmagasiné en excès dans les cellules, la relation entre le P accumulé et le P relargué (Pa/Pr) est d'environ 1,3 pour le traitement des deux types d'eau usée à l'étude. De plus, la relation Pa/Pr de nos résultats avec ceux de plusieurs autres études est de 1,27. Le lien entre le P relargué dans le système en anaérobie et celui emmagasiné subséquemment en aérobie par les OAP est donc similaire dans différents systèmes effectuant l'enlèvement biologique amélioré du P, indépendamment des teneurs en P de l'affluent et du TRS imposé.

Les différentes formes de P dans la boue ont été obtenues pour chaque TRS étudié lors du traitement de l'EUS et de l'EUA. Trois principaux mécanismes oeuvrent pour l'enlèvement du P dans un système de traitement biologique, il s'agit de l'utilisation par les cellules pour la maintenance, la croissance et la reproduction - $P_{organique}$, de l'emmagasinement par les OAP en poly-P - $P_{poly\text{-}P}$, de la précipitation/adsorption avec les solides de la boue - $P_{ppt/ads}$ et une portion du P peut subsister sous forme dissoute dans la liqueur mixte en fin de traitement. Les proportions observées de ces mécanismes d'enlèvement du P lors du traitement de l'eau usée synthétique et industrielle étaient de :

	$P_{organique}$ %	$P_{poly\text{-}P}$ %	$P_{ppt/ads}$ %	$P_{dissous}$
Eau usée synthétique	30 - 55	9 - 14,5	32 - 54	< 2,9
Eau usée Agrinove	23 - 48	2 - 5	52 - 73	négligeables

On observe que les principaux mécanismes d'enlèvement du P dans l'EUS sont : presqu'à égalité les besoins de base des cellules et la précipitation/adsorbtion avec la boue (entre 30 et 55 %), puis l'emmagasinement en excès par les OAP, qui représente entre 9 et 14,5 % du processus d'enlèvement. Ce qui a permis, aux TRS de 20 et 25 j principalement, d'atteindre les normes de rejets de P dans les milieux naturels. Globalement, les concentrations en P_t dans la boue étaient inférieures à des TRS de 30 et 15 j et maximales aux TRS de 10, 20 et 25 j. Par ailleurs, le processus d'enlèvement du P par les OAP lors du traitement de l'EUA était beaucoup moins important (2 à 5 %) que celui de la précipitation /adsorption du P avec la biomasse (52 à 73 %). Dans les deux types d'eau usées, le processus de précipitation a dominé dans l'enlèvement du P, mais a été plus important avec l'EUA. Par contre, la portion enlevée par les OAP a été, selon les essais, de deux à sept fois supérieurs lors du traitement de l'eau usée synthétique que celui de l'EUA.

La variation du TRS dans le système traitant l'EUA a peu influencé les rendements d'enlèvement du P, car la précipitation a dominé dans le RBS. Par contre, elle a influencé les rendements du système traitant l'EUS. Effectivement, la proportion de P dans la boue tend à diminuer avec l'augmentation du TRS, ce qui coïncide avec une augmentation des teneurs en MES dans la LM et à une décroissance de la production de boue. Seule la valeur calculée au TRS de 15 j ne semble pas suivre le patron suggéré et des hypothèses ont été analysées au Chapitre 4. La concentration de biomasse a rapidement augmenté dans le réacteur au TRS de

15 j et les besoins en énergie de maintenance des cellules se sont accrû. Par conséquent, le ratio P_t sur MES LM s'est retrouvé de beaucoup inférieur à celui observé à 10 j.

Globalement, nos travaux contribuent à l'enrichissement des connaissances pratiques quant au traitement des eaux usées riches en nutriments. L'utilisation d'une eau usée synthétique et, par la suite, d'une eau usée industrielle pour les essais a aussi permis d'observer l'importance de l'influence de la composition totale de l'eau usée sur la prédominance des mécanismes contribuant à l'enlèvement du P. L'étude de l'effet de la variation de certains paramètres dans le système et de l'ajout d'une phase de dénitrification en fin de traitement a permis d'optimiser les paramètres d'opération du système et de déterminer un design optimal pour le traitement en RBS des eaus usées riches en nutriments.

6,2 Recommandations pratiques pour l'optimisation du traitement de l'eau usée Agrinove dans le système à l'échelle réelle

L'usine de traitement des eaux usées de la fromagerie Agrinove rencontre certains problèmes de traitement, dont principalement le foisonnement des boues (bactéries filamenteuses) et la présence de mousse en surface. L'abondance de ces micro-organismes peut être causé par des éléments de conception du système qui favorisent leur croissance en diminuant la compétition avec les autres organismes, tels qu'une période d'alimentation trop longue et un cycle principalement aérobie. Dans notre système, la courte période de remplissage (15 minutes) et le cycle anaérobie /aérobie ont probablement permis d'éviter un foisonnement des boues (effet sélectif), tandis que dans le système à grande échelle la période de remplissage était de 1 h (50 minutes en anoxie/anaérobie et 10 minutes en aérobie).

La nécessité de l'utilisation d'un système de traitement tertiaire de filtre à sable après le traitement en RBS à l'usine Agrinove peut s'expliquer une présence probable de matières en suspension dans l'effluent traité (mauvaise floculation des boues) et une difficulté à atteindre les normes de rejets de P dans le mileu naturel avec le design actuel du système. En outre, les MES présentes dans l'effluent traité entraînent souvent des problèmes de colmatage du filtre. En contrepartie, le système RBS de laboratoire (traitement secondaire) a permis d'obtenir un effluent faible en MES et à moins de 1 mg /L de P. L'optimisation du cycle de traitement à

grande échelle en relation avec les résultats obtenus en laboratoire s'avère nécessaire pour remédier à ces problèmes.

Nous recommandons donc les essais ou améliorations suivantes afin d'optimiser le traitement à l'usine Agrinove :

- ◊ conserver toutes les étapes du pré-traitement de l'eau usée mais en contrôlant plus précisément l'ajout d'azote (urée), si nécessaire, afin d'éviter une trop grande production de nitrates en aérobie et une inhibition subséquente du relargage du P par les OAP;
- ◊ optimiser (surtout de l'augmenter en hiver) le temps de rétention hydraulique dans le bassin de rétention des eaux usées afin de favoriser la production d'AGV pour améliorer la croissance des populations d'OAP. Si une teneur plus élevée en AGV s'avèrait nécessaire pour effectuer l'enlèvement biologique amélioré du P, le bassin de rétention pourrait être transformé en bassin de fermentation en conservant un âge de boues minimal (quelques jours seulement) pour permettre la production d'AGV par une biomasse anaérobie fermentative. Cela pourrait être accompli en laissant un niveau d'eaux usées (+biomasse) dans le fond du bassin lors du transfert vers les RBS, le TRS dans le bassin serait donc aisément contrôlé;
- ◊ implanter un cycle anaérobie /aérobie qui permettrait d'améliorer l'enlèvement du P et de limiter la croissance des bactéries filamenteuses par un effet sélecteur du système, de diminuer les coûts d'aération pour l'enlèvement de la DCO, ainsi que de diminuer la production de nitrates;
- ◊ diminuer, si possible, la période de remplissage au minimum afin de défavoriser la croissance de bactéries filamenteuses, d'ailleurs ce type de remplissage rapide est maintenant intégré au design des stations d'épuration récentes (ex. usine de traitement municipale de Saint-Nicolas, 1996);
- ◊ de ne pas remédier au phénomène observé d'augmentation du pH en aérobie, tant à grande échelle (pH de 8) qu'au laboratoire (pH de 8 à 8,5) dans les RBS, car cela permet d'augmenter la part du P enlevé par la précipitation avec la biomasse;

- maintenir un TRS élevé (~ 25-30 j) afin de diminuer la production de boues et conséquemment les coûts de traitement et de disposition des boues; l'étude du TRS ayant démontré qu'entre 5 et 30 jours l'effet de la variation du TRS sur l'enlèvement des nutriments est mineur;

- malgré que l'impact du traitement des boues n'a pas été étudié dans cette thèse, il serait important de s'assurer à l'usine que le P emmagasiné dans la biomasse ne soit pas relargué lors du traitement des boues et retouné en amont du traitement dans les RBS, ce qui causerait une charge supplémentaire de P à enlever;

- il serait aussi important de relier les efforts d'optimisation du traitement des eaux usées aux rejets de l'usine de production et de limiter les rejets ponctuels pouvants nuire au traitement biologique, tels que les rejets caustiques augmentant le pH drastiquement. Ces rejets détruisent en partie la flore microbienne qui nécessite par la suite plusieurs cycles de TRS avant de recouvrer sa composition initiale. Une formation et un suivi pourrait être effectuer avec le personnel de l'usine de production afin de réduire les rejets toxiques et de limiter l'utilisation de produits nettoyants à base de P (acide phosphorique).

CONCLUSIONS

L'étude et l'optimisation du TRS dans un système RBS pour le traitement des eaux usées, de type agro-alimentaire, chargées en nutriments ont été réalisées au cours de ces recherches doctorales et ont permis d'obtenir un système pilote efficace et qui permet de respecter les normes des rejets du P aux milieux naturels. Les essais avec l'eau usée synthétique et l'eau usée industrielle ont permis de démontrer que les processus dominants d'enlèvement du P dans le bioréacteur sont influencés par la composition de l'affluent. Une eau usée de type agro-alimentaire dont la teneur en cations bivalents, principalement le calcium, est élevée, implique une forte précipitation chimique du P avec la biomasse sous différentes formes de spéciations de phosphates de calcium. L'emmagasinement en polyphosphates intracellulaires a été moins prédominant dans le système malgré les conditions le favorisant.

Les Chapitres 3 à 5 présentants les résultats de la thèse ont aussi fait l'objet des discussions et des conclusions relatives aux résultats présentés. Le Chapitre 6 a présenté une discussion globale des résultats de la thèse ainsi que les recommandations pour le traitement de l'eau usée Agrinove à l'échelle réelle. Nous rapportons donc, en rappel, les conclusions spécifiques à chaque phase des travaux de recherches dans cette section.

CONCLUSIONS SPÉCIFIQUES DES PHASES I ET II

Les conclusions spécifiques des différentes phases des travaux sont ci-présentées, concernant l'étude des différents mécanismes d'enlèvement du P et l'optimisation de certains paramètres du bioréacteur, tels que la détermination du cycle de traitement (durée, étapes), la période d'égalisation des eaux usées dans un bassin de rétention permettant la production d'acides gras volatils, la minimisation de la teneur en nitrates en début de cycle de traitement et l'effet du taux d'aération sur le relargage de P.

PHASE I : EFFET DU TEMPS DE RÉTENTION DES SOLIDES SUR L'ENLÈVEMENT DES NUTRIMENTS DANS UN RBS ALIMENTÉ AVEC UNE EAU USÉE SYNTHÉTIQUE

1. La dégradation de la DCO et du COT était efficace pour les TRS étudiés, entre 10 et 30 j, (efficacité d'enlèvement moyen entre 86,2 et 94,4 %), malgré une légère diminution au TRS de 30 j pour l'enlèvement du COT (83,6 %). Cette baisse est attribuée à la détérioration de la séparation des phases liquide et solide pendant l'étape de décantation ce qui accroît les teneurs en MES dans l'effluent traité ;

2. la variation de l'efficacité d'enlèvement du TKN et du NH_4 pour les TRS de 10 à 25 j était entre 91,8 et 97,2 %. Une légère diminution dans les rendements moyens de l'enlèvement de l'ammonium (86,8 %) a été observée au TRS de 30 j ;

3. les rendements d'enlèvement du P étaient largement influencés par le TRS du système. Les OAP semblent posséder un taux de croissance spécifique lent et être donc moins compétitifs dans certaines conditions (ex. pendant la phase anoxie). Les résultats présentés indiquent que l'enlèvement moyen du P_t était optimal à un TRS entre 20 et 25 j (97,2 et 90,6 %), auxquels les teneurs en P à l'effluent étaient inférieures à 1 mg/L ;

4. les concentrations finales à l'effluent traité pour la pollution azotée et carbonée, cela pour tous les TRS étudiés confondus, varient entre (mg/L) : DCO - 23,8 et 54,9 ; COT - 13,8 et 28,7 ; et TKN et NH_4 - 0 et 0,9 ;

5. les proportions en P_t dans la boue étaient inférieures aux TRS de 15 et 30 j (2,8 et 2,7 % g P/ g MVES, respectivement) et étaient plus élevées aux TRS de 10, 20 et 25 j (5,1, 4,0 et 3,5 %g P/ g MVES, respectivement).

PHASE II : OPTIMISATION DU TRAITEMENT DANS UN RBS D'UNE EAU USÉE DE FROMAGERIE ET CARACTÉRISATION DES MÉCANISMES D'ENLÈVE-MENT DU PHOSPHORE

TRAITEMENT D'UNE EAU USÉE DU SECTEUR DE L'AGRO-ALIMENTAIRE : ACCLIMATATION DE LA BIOMASSE ET ÉTUDE DE LA FAISABILITÉ DU TRAITEMENT SELON LE STADE DU PRÉ-TRAITEMENT DE L'EAU USÉE INDUSTRIELLE ÉCHANTILLONNÉE

6. Le pré-traitement est essentiel à l'atteinte d'un bon rendement d'enlèvement des nutriments par le système de traitement secondaire, mais l'ajout d'urée est superflu et peut même nuire à l'efficacité du système (excès de nitrification), l'azote contenu dans les échantillons conservés en chambre froide au laboratoire a été suffisant pour les besoins de survie et de reproduction des cellules ;

7. d'après les résultats obtenus pendant ces quatre mois d'opération avec différentes « batchs » d'eaux usées, les essais sur l'effet de la variation du TRS sur le rendement d'enlèvement des nutriments ont été réalisés avec l'eau usée récoltée à la sortie du pré-traitement physico-chimique, sans ajout d'urée à l'usine.

SIMULATION DE LA PRODUCTION D'AGV DANS LE BASSIN D'ÉGALISATION

8. Le bassin d'égalisation peut être utilisé pour améliorer et favoriser la déphosphatation biologique par les OAP et la dénitrification, et que le temps de résidence hydraulique devrait être ajusté en été et en hiver selon la température dans le bassin ;

9. à 20 °C (en hiver) le TRH devrait être de plus de 7 heures dans le bassin afin d'atteindre un rendement d'accroissement des AGV de plus de 35 % et en été le TRH actuel de 4 à 5 heures dans le bassin d'égalisation est suffisant pour augmenter à près de 45 % les AGV contenus dans l'eau usée entrant le traitement secondaire en système RBS.

CARACTÉRISATION DES MÉCANISMES D'ENLÈVEMENT DU PHOSPHORE DE L'EAU USÉE D'AGRINOVE EN RBS DE LABORATOIRE

10. L'effet de la variation du TRS entre 5 et 30 j sur les rendements d'enlèvement des nutriments est minimal et que tous les TRS étudiés ont montré de bons rendements d'enlèvement notamment du P ;

11. le mécanisme de précipitation est le processus dominant dans l'enlèvement du P, même si le système était opéré de façon à favoriser l'enlèvement biologique amélioré du P par les OAP ;

12. l'utilisation d'un cycle anaérobie/aérobie comporte plusieurs avantages, dont l'effet sélecteur permettant de contrôler la croissance des bactéries filamenteuses dans le système.

EFFET DE LA VARIATION DE L'AÉRATION SUR LE RELARGAGE DE P EN ANAÉROBIE ET SUR LE RENDEMENT D'ENLÈVEMENT DU P DU SYSTÈME

13. Globalement, la concentration en oxygène dissous (OD) influence le processus de relargage de P, qui a été en grande partie diminué dans notre système lorsque les teneurs en OD étaient inférieures à 3 mg/L. Par contre, la capacité d'adsorption/précipitation du P avec la boue (démontrée à la section précédente) permet d'obtenir des rendements efficaces d'enlèvement du P même à une teneur en OD en fin de cycle de 1 mg/L.

EFFET DE LA DÉNITRIFICATION EN AVAL DU TRAITEMENT AÉROBIE SUR LE RELARGAGE DE P EN ANAÉROBIE

14. La nécessité de l'ajout d'une étape anoxie en fin de cycle peut être importante si la teneur en NH_4 à l'affluent est élevée et que la production de nitrates en aérobie nuit au processus de relargage du cycle suivant, ou encore si la concentration en AGV de l'affluent ne peut subvenir aux besoins en substrat facilement biodégradable des micro-organismes effectuant la déphosphatation et à ceux effectuant la dénitrification en anaérobie ;

15. la dénitrification ne s'étant pas produite pendant la phase anoxie, cette étape pourrait être remplacée par un raccourcissement égal en temps de la phase aérobie,

pour diminuer la production de nitrites+nitrates et maximiser le relargage au début du nouveau cycle ;

16. la dénitrification anoxie pourrait être produite en ajoutant du substrat (soit de l'eau usée ou un composé organique synthétique) au début de cette phase. Cela entraînerait cependant un relargage du P emmagasiné en aérobie et nécessiterait impérativement l'ajout d'une seconde phase aérobie en fin de cycle pour permettre le ré-emmagasinement du P présent dans le milieu ;

17. l'effet répressif des nitrites+nitrates, présent au début du cycle, sur le potentiel de relargage de P, a donc été confirmé dans le RBS à l'étude et pourrait amener à reconsidérer la configuration du cycle de traitement dans de futurs travaux traitant des eaux usées industrielles chargées en nutriments.

RECOMMANDATIONS DE TRAVAUX FUTURS

Nous recommandons la poursuite des travaux en insistant sur :

- ◊ le suivi de la concentration des sels (Ca, K, Mg, Na et autres éléments utiles) dans le surnageant et les solides de la LM à intervalles réguliers pendant les cycles de traitement ;

- ◊ le suivi des paramètres de transfert et d'utilisation d'oxygène (KLa,TUO) dans le milieu pendant tout le cycle du traitement à l'aide d'un respiromètre, ce qui permettra de calculer des bilans de masse de l'N, du P et de la DCO et de valider les résultats expérimentaux ;

- ◊ l'étude à l'échelle réelle de la variation du pH du milieu et son effet sur le processus de précipitation chimique et de relargage de P ;

- ◊ l'isolation du réacteur pour éviter le phénomène d'aération de surface pendant la phase anaérobie et donc de l'utilisation de P par la biomasse en contact avec la surface ;

- ◊ et enfin, les résultats des travaux devraient être appliqués dans un système à grande échelle afin de valider l'efficacité des modifications apportées au système RBS de laboratoire traitant l'eau usée d'Agrinove et de tenir compte des fluctuations quotidiennes de la composition de l'affluent.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

Abbona, F., H. E. Lundager Madsen et R. Boistelle. 1986. The initial phases of calcium and magnesium phosphates precipitated from solutions of high to medium concentrations. J. of Crystal Growth, vol. 74, p. 581-590.

Abu-ghararah, Z. H. et C. W. Randall. 1991. The effect of organic compounds on biological phosphorus removal. Wat. Sci. Tech., vol. 23, num. 4/6, p. 585-594.

APHA, AWWA et WEF. 1992. Standards Methods for the Examination of Water and Wastewater. American Public Health Association, 18^{e} édition, Washington, D.C.

Arvin, E. 1983. Observations supporting phosphate removal by biologically mediated chemical precipitation - A review. Wat. Sci. Tech., vol. 15, p. 43.

Asano, T. et R. S. Madancy. 1982. Water reclamation efforts in the United States. Wat. Reuse., Ann Arbor Science, 277 p.

Asmlal, L. 1997. Contribution à l'étude du métabolisme bactérien dans l'enlèvement du phosphore des eaux usées. Thèse de doctorat. Département de génie civil, Université de Sherbrooke, Québec, Canada.

Balmér, P. et B. Hultman. 1988. Control of phosphorus discharges : present situation and trends. Hydrobiologia, vol. 170, p. 305-319.

Barnard, J. L. 1974. Cut P and N without chemicals. Wat. and Wastes Eng., vol. 11, num. 1, p. 33-36 et vol. 11, num. 2, p. 41-44.

Barnard, J. L. 1975. Biological nutrient removal without the addition of chemicals. Wat. Res., vol. 9, p. 485-490.

Barnard, J. L. 1982. The influence of nitrogen on phosphorus removal in activated sludge plants. Wat. Sci. Tech., vol. 14, p. 31-45.

Beacham, A. J., R J. Sevious et K. C. Lindrea. 1992. Polyphosphate accumulating abilities of *Acinetobacter* isolates from a biological nutrient removal pilot plant - research note. Wat. Res., vol. 26, num. 1, p. 121-122.

Benefield, L. D. et C. W. Randall. 1980. Biological process design for wastewater treatment. Prentice-Hall, Englwood Cliffs, NL.

Bordacs, K. et S. C. Chiesa. 1989. Carbon flow patterns in enhanced biological phosphorus accumulating activated sludge cultures. Wat. Sci. Tech., vol. 21, p. 378-388.

Bortone, G., S. Gemelli, A. Rambladi et A. Tilche. 1992. Nitrification, denitrification and biological phosphate removal in sequenting batch reactors treating piggery wastewater. Wat. Sci. Tech., vol. 26, num. 5-6, p. 977-985.

Brdjanovic, D., A. Slamet, M. C. M. van Loosdrecht, C. M. Hooijmans, G. J. Alaerts et J. J. Heijnen. 1998a. Impact of excessive aeration on biological phosphorus removal from wastewater. Wat. Res., vol. 32, num. 1, p. 200-208.

Brdjanovic, D., M. C. M. van Loosdrecht, C. M. Hooijmans, G. J. Alaerts et J. J. Heijnen. 1998b. Minimal aerobic sludge retention time in biological phosphorus removal systems. Biotech. and Bioeng., vol. 60, num. 3, p. 326-332.

Buchan, L. 1983. The location and nature of accumulated phosphorus in seven sludges from activated sludge plants which exhibited enhanced phosphorus removal. Wat. S. A., vol. 7, p. 1-7.

Carlsson, H., H. Aspegren, N. Lee et A. Hilmer. 1997. Calcium phosphate precipitation in biological phosphorus removal systems. Wat. Res., vol. 31, num. 5, p. 1047-1055.

Carucci, A., M. Majone, R. Ramadori et S. Rossetti. 1994. Dynamics of phosphorus and organic substrates in anaerobic and aerobic phases of a sequencing batch reactor. Wat. Sci. Tech., vol. 30, num. 6, p. 237-246.

Cech, J. S. et P. Hartman. 1990. Glucose induced breakdown of enhanced biological phosphate removal. Environ. Tech., vol. 11, p. 651-656.

Cech, J. S. et P. Hartman. 1993. Competition between polyphosphate and polysaccharide accumulating bacteria in enhanced biological phosphate removal systems. Wat. Res., vol. 27, num. 7, p. 1219-1225.

Cech, J. S., P. Hartman et M. Macek. 1994. Bacteria and protozoa population dynamics in biological phosphate removal systems. Wat. Sci. Tech., vol. 29, num. 7, p. 109-117.

Chang, C. H. et O. J. Hao. 1996. Sequencing batch reactor systems for nutrient removal : ORP and pH profiles. J. Chem. Tech. Biotech., vol. 67, p. 27-38.

Chuang, S.H., C.F. Ouyang, H.C. Yuang et S.J. You. 1997. Effects of SRT and DO on nutrient removal in a combined AS-biofilm process. Wat. Sci. Tech., vol. 36, num. 12, p. 19-27.

Cloete, T. E. et P. L. Steyn. 1988. Combined membrane filter-immunofluorescent technique for the in situ identification and enumeration of *Acinetobacter* in activated sludge. Wat. Res., vol. 22, num. 8, p. 961-969.

Comeau, Y. 1990. La déphosphatation biologique : métabolisme microbien. Sciences et techniques de l'eau, vol. 23, no. 1, p. 47.

Comeau, Y. 1998. Notes de cours du cours CIV-6206 : Épuration biologique des eaux usées. Département des génies civil, géologique et des mines, génie de l'environnement. École Polytechnique de Montréal, Montréal, Québec, Can.

Comeau, Y., W. K. Oldham et K. J. Hall. 1987. Dynamics of carbon reserves in biological dephosphatation of wastewater. Adv. in Water Pollution Control, IAWPRC Int. Conf in Rome on Biological Phosphate Removal from Wastewater, R. Ramadori (éd.), septembre, p. 39-56.

Comeau, Y., A. Rousseau, M. Perrier, G. Desjardins et C. Hade. 1997. Déphosphatation biologique d'un effluent industriel à forte teneur en phosphore par une série de deux RBS de taille pilote. 20ième Symposium sur les eaux usées sur les "Rejets industriels et prévention de la pollution" de l'AQTE/AESEQ. Montréal, Québec, Can., novembre 1997.

Comeau, Y., D. Lamarre, F. Roberge, M. Perrier, G. Desjardins, C. Hade et R. Mayer. 1996. Biological nutrient removal from a phosphorus-rich pre-fermented industrial wastewater. Wat. Sci. Tech., vol. 34, num. 1-2, p. 169-177.

Comeau, Y., K. J. Hall et W. K. Oldham. 1990. Indirect polyphosphate quantification in activated sludge. Wat. Poll. Res. J. Can., vol. 25, num. 2, p. 161-174.

Comeau, Y., K. J. Hall, R. E. W. Hancock et W. K. Oldham. 1986. Biochemical model for enhanced biological phosphate removal. Wat. Res., vol. 20, num. 12, p. 1511-1521.

Cooke, D. G., E. R. Welch, S. A. Peterson et E. R. Newroth. 1986. Lake and reservoir. Butterworths Publishers.

Danalewich, J.R., T.G. Papagiannis, R.L. Belyea, M.E. Tumbleson et L. Raskin. 1998. Characterization of dairy waste streams, current treatment pratices, and potential for biological nutrient removal. Wat. Res., vol. 32, num. 12, p. 3555-3568.

Décréon, A. et P. Bergevin. 1997. Situation actuelle des performances des réacteurs biologiques séquentiels installés dans l'industrie agro-alimentaire. Vision Science, Services de l'assainissement des eaux, Direction des politiques du secteur industriel, Édition du printemps, Québec, Canada.

Deinema, M. H., L. H. A. Habets, J. Scholten, E. Turstra et H. A. A. M. Webers. 1980. The accumulation of polyphosphate in *Acinetobacter* spp. FEMS Microb. Lett., vol. 9, p. 275-279.

Donkin, M.J. et J.M. Russel. 1997. Treatment of a milk powder/butter wastewater using the AAO activated sludge configuration. Wat. Sci. Tech., vol. 36, num. 10, p. 79-86.

Eastman, J. A. et J. F. Furguson. 1981. Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion. J. Wat. Pollut. Control Fed., vol. 53, p. 352.

Edeline, F. 1993. L'épuration biologique des eaux : théorie et Technologie des réacteurs. 4^{e} édition, Cebedoc, Liège.

Edwards, D. R., T. C. Daniel, J. F. Murdoch et P. A. Moore Jr. 1996. Quality of runoff from four Northwest Arkansas pasture fields treated with organic and inorganic fertilizer. American Society of Agricultural Engineers, vol. 39, num. 5, p. 1689-1696.

Ekama, G. A., I. P. Siebritz et G. v. R. Marais. 1983. Considerations in the process design of nutrient removal activated sludge processes. Wat. Sci. Tech., vol. 15, p. 283-318.

Ekama, G. A. et G. v. R. Marais. 1984. Biological nitrogen removal, in theory design and operation of nutrient removal activated sludge processes. Pubié par la Commision de Wat. Res., Prétoria, Afrique du Sud.

Elliott, W. R., J. T. Riding et J. H. Sherrard. 1978. Maximizing phosphorus removal in activated sludge. Wat. Sewage Works, mars 1978, p. 88-92.

Ferguson J.F., Jenkins D. et J. Eastman. 1973. Calcium phosphate precipitation at slightly alkaline pH values. J. Wat. Pollut. Control Fed., vol. 45, p. 620-631.

Fleit, E. 1995. Intracellular pH regulation in biological excess phosphorus removal systems. Wat. Sci. Tech., vol. 29, num. 7, p. 1787-1792.

Fuhs, G. W. et M. Chen. 1975. Microbiological basis of phosphate removal in the activated sludge process for the treatment of wastewater. Microbial Ecology, vol. 2, num. 2, p. 119-138.

Fukase, T., M. Shibata et Y. Miyaji. 1984. The role of an anaerobic stage on biological phosphorus removal. Wat. Sci. Tech., vol. 17, num. 2/3, p. 69-80.

Gerber, A., E. S. Mostert, C. T. Winter et R. H. Villiers. 1987. Interactions between phosphate nitrate and organic substrate in biological nutrient removal process. Wat. Sci. Tech., vol. 19, p. 183-194.

Goronszy M. C. 1990. Batch reactor treatment of dairy wastewaters: a case history. 44ième Purdue Industrial Waste Conference Proceedings, Lewis Publishers, Inc., Cheisea, Michigan É.-U.

Gough, R.H. et P. McGrew. 1993. Preliminary treatment of dairy plant waste water. J. Environ. Sci. Health, vol. A28, num. 1, p. 11-19.

Gray, N. F. 1989. Biology of Wastewater Treatment. Oxford Science Publications.

Hallin, S., C.-F. Lindberg, M. Pelle, E. Plaza et B. Carlsson. 1996. Microbial adaptation, process performance and a suggested control strategy in a pre-detrifiyng system with ethanol dosage. Wat. Sci. Tech., vol. 34, num. 1-2, p. 91-99.

Hascoet, M. C., M. Florentz et P. Granger. 1985. Biochemical aspects of enhanced biological phosphorus removal from wastewater. Wat. Sci. Tech., vol. 17, p. 23-41.

Hatziconstantinou, G. J., P. Yannakopoulos et A. Andreadakis. 1996. Primary sludge hydrolysis for biological nutrient removal. Wat. Sci. Tech., vol. 34, num. 1-2, p. 417-423.

Henderson-Sellers, B. et H. R. Markland. 1987. Decaying lakes : the origins and control of cultural eutrophication. John Wiley and Sons Ltd.

Irvine, R. L. et A. W. Bush. 1979. Sequencing batch biological reactors-an overview. J. Wat. Pollut. Control Fed., vol. 51, num. 2, p. 235-243.

Jenkins, D. et W.E. Garrison. 1968. Control of activated sludge by mean cell residence time. J. Wat. Pollut. Control Fed., vol. 40, num. 11, p. 1905-1919.

Jones, M. et T. Stephenson. 1996. The effects of temperature on enhanced biological phosphate removal. Environ. Tech., vol. 17, p. 965-976.

Kämpfer, P., R. Erhart, C. Beimfohr, J. Bohringer, M. Wagner et R. Amann. 1996. Characterization of bacterial communities from activated sludge : culture-dependent numerical identification versus in situ identification using group- and genus-specific r RNA-targeted oligonuceotide probes. Microb. Ecol., vol. 32, p. 101-121.

Kasapgil, B., G.K. Anderson et O. Ince. An investigation into the pretreatment of dairy wastewater prior to aerobic biological treatment. Wat. Sci. Tech., vol. 29, p. 205-212.

Keller, J., K. Subramaniam, J. Gosswein et P. F. Greenfield. 1997. Nutrient removal from industrial wastewater using single tank sequencing batch reactors. Wat. Sci. Tech., vol. 35, num. 6, p. 137-144.

Kerdachi, D. A. et M. R. Roberts. 1983. Full scale phosphate removal experiences in the Umhlatuzana works at different sludge ages. Wat. Sci. Tech., vol. 15, num. 3/4, p. 261-281.

Knocke, W.R. et T.L. Zentkovich. 1986. Effects of mean cell residence time and particle size distribution on activated sludge vacuum dewatering characteristics. J. Wat. Pollut. Control Fed., vol. 58, num. 12, p. 1118-1123.

Kuba, T., A. Wachtmeister, M.C.M. van Loosdrecht et J.J. Heijen. 1994. Effect of nitrate on phosphorus release in biological phosphorus removal systems. Wat. Sci. Tech., vol. 30, num. 6, p. 263-269.

Kuba, T., G. Smolders, M. C. M. van Loosdrecht et J. J. Heijen. 1993. Biological phosphorus removal from wastewater by anaerobic-anoxic sequencing batch reactor. Wat. Sci. Tech., vol. 27, num. 5-6, p. 241-252.

Kuba, T., M. C. M. van Loosdrecht et J. J. Heijen. 1996. Effect of cyclic oxygen exposure on the activity of denitrifying phosphorus removing bacteria. Wat. Sci. Tech., vol. 34, num. 2, p. 33-40.

Lesouef, A., J. Sibony et F. Rogalla. 1990. Élimination de l'azote et du phosphore : état de l'art et perspective d'avenir. La Mer et les Rejets Urbains, Bendor, IFREMER. Actes et colloques 11, p. 53-72.

Lessard, S. 1984. Étude des performances du traitement des effluents de l'industrie agro-alimentaire par réacteurs biologiques séquentiels au Québec. Vézina, Fortier et associés, 57 p.

Levin, G. V. et J. Shapiro. 1965. Metabolic uptake of phosphorus by wastewater organisms. J. Wat. Pollut. Control Fed., vol. 36, num. 6, p. 800-821.

Liu, W.-T., T. Mino, T. Matsuo et K. Nakamura. 1996. Biological phosphorus removal processes - effect of pH on anaerobic substrate metabolism. Wat. Sci. Tech., vol. 34, num. 1-2, p. 25-32.

Lo, K. V., N. R. Bulley et E. K. Wong. 1985. Sequencing aerobic batch reactor treatment of milking parlour wastewater. Agricult. Wastes, vol. 13, p. 131-136.

Lötter, L.H. 1985. The role of bacterial phosphate metabolism in enhanced biological phosphorus the activated sludge process. Wat. Sci. Tech., vol. 17, p. 127-138.

Lötter, L.H. 1989. Two-year study on the enhancement of biological phosphate removal by altering process feed composition (metabolic control mechanisms). WRC Rep. No. 137/3/89, Wat. Res. Com., Pretoria, Afrique du Sud.

Malnou, D., M. Meganck, G. M. Faup et M. Rostu. 1984. Biological phosphorus removal. Study of the main parameters. Wat. Sci. Tech., vol. 16, num. 10/11, p. 173-185.

Marais, G. V. R., R. E. Lowenthal et I. P. Sierbitz. 1983. Observations supporting phosphate removal by biological excess uptake - a review. Wat. Sci. Tech., vol. 15, num. 3/4, p. 15-41.

Marklund, S. et S. Morling. 1994. Biological removal at temperatures from 3 to 10°C a full-scale study of sequencing batch reactor unit. Can. J. Civ. Eng., vol. 21, p. 81-88.

Matsuo, Y. 1994. Effect of the anaerobic solids retention time on enhanced biological phosphorus removal. Wat. Sci. Tech., vol. 30, num. 6, p. 193-202.

Maurer, M. et M. Boller. 1999. Modelling of phosphorus precipitation in wastewater treatment plants with enhanced biological phosphorus removal. Wat. Sci. Tech., Vol 39, num. 1, p. 147-163.

Maurer, M. et W. Gujer. 1995. Monitoring of microbial phosphorus release in batch experiments using electric conductivity. Wat. Res., vol. 29, num. 11, p. 2613-2617.

Maurer, M. et W. Gujer. 1998. Dynamic modelling of enhanced biological phosphorus and nitrogen removal in activated sludge systems. Wat. Sci. Tech. Vol 38, num. 1, p. 203-210.

Maurer, M., D. Abramovich, H. Siegrist et W. Gujer. 1999. Kinetics of biologically induced phosphorus precipitation in waste-water treatment. Wat. Res., vol. 33, num. 2, p. 484-493.

McClintock, S. A., C. W. Randall et V. M. Pattarkine. 1993. Effects of temperature and mean cell residence time on biological nutrient removal processes. Wat. Environ. Res., vol. 65, num. 2, p. 110-118.

Méganck, M. T. J. et G. M. Faup. 1988. Enhanced biological phosphorus removal from waste waters. Dans : Biotreatment Systems. Volume III, chapitre 4. D. L. Wise (éd.). CRC Press, Boca Raton, Fl.

Metcalf et Eddy Inc. 1991. Wastewater Engineering : Treatment, disposal, reuse. McGraw-Hill Book Co., New York, NY, É.-U.

Ministère de l'Environnement et de la Faune. 1996a. Cahier technique de conception pour les réacteurs biologiques séquentiels industrie agro-alimentaire. Service de l'assainissement des eaux, Direction des politiques du secteur industriel, Gouvernement du Québec.

Ministère de l'Environnement et de la Faune. 1996b. Guide technique sectoriel - version préliminaire : industrie de transformation de la pomme de terre et environnement. Service de l'assainissement des eaux, Direction des politiques du secteur industriel, Gouvernement du Québec.

Ministère de l'Environnement et de la Faune. 1996c. Guide technique sectoriel : industrie de transformation du lait et environnement. Service de l'assainissement des eaux, Direction des politiques du secteur industriel, Gouvernement du Québec.

Mino, T., V. Arun, Y. Tsuzuki et Y. Matsuo. 1987. Effect of phosphorus accumulation on acetate metabolism in the biological phosphorus removal process. Dans : R. Ramadori (ed.), Biological phosphate removal from wastewaters. Advances in water pollution control 4. Pergamon Press, Oxford, p. 27-38.

Momba, M. N. B. et T. E. Cloete. 1996. Biomass relationship to growth and phosphate uptake of *Pseudomonas fluorescens, Escherichia coli* and *Acinetobacter radioresistens* in mixed liquor medium. J. Ind. Microbiol., vol. 16, p. 364-369.

Nicholls, H. A. et D. W. Osborn. 1978. Optimization of the activated sludge process for biological removal of phosphorus. Prog. Wat. Tech., vol. 10, num. 1, p. 2.

Nicholls, H. A. et D. W. Osborn. 1979. Bacterial stress pre-requisite for biological removal of phosphorus. J. Wat. Pollut. Control Fed., vol. 51, num. 3, p. 534-556.

Okada, M., A. Murakami, C. K. Lin, Y. Ueno et T. Okubo. 1991. Population dynamics of bacteria for phosphorus removal in sequencing batch reactor (SBR) activated sludge processes. Wat. Sci. Tech., vol. 23, p. 755-763.

Okada, M., C. K. Lin, Y. Katayama et A. Murakami. 1992. Stability of phosphorus removal and population of bio-P bacteria under short term disturbances in sequencing batch reactor activated sludge process. Wat. Sci. Tech., vol. 26, num. 3/4, p. 483-491.

Orhon, D et N. Artan. 1994. Modelling of activated sludge systems. Ed. Technolnomic Publishing Co., inc., Lancaster, EU.

Orhon, D. 1998. Evaluation of industrial biological treatment design on the basis of process modelling. Wat. Sci. Tech., vol. 38, num. 4-5, p. 1-8.

Potgieter, D. J. J. et B. W. Evans. 1983. Biochemical changes associated with luxury phosphate uptake in a modified Phoredox activated sludge system. Wat. Sci. Tech., vol. 15, p. 105-115.

Ra, C.S., K.V. Lo et D.S. Mavinik. 1997. Swine wastewater treatment by a batch-mode 4-stage process : Loading rate control using ORP. Environ. Tech., vol. 18, p. 615-622.

Ra, C.S., K.V. Lo et D.S. Mavinik. 1998. Real-time control of two-stage sequencing batch reactor system for the treatment of animal wastewater. Environ. Tech., vol. 19, p. 343-356.

Randall, A. A., L. D. Benefield et W. E. Hill. 1994. The effect of fermentation products on enhanced biological phosphorus removal, polyphosphate storage, and microbial population dynamics. Wat. Sci. Tech., vol. 30, num. 6, p. 213-219.

Randall, C. W., J. L. Barnard et H. D. Stensel (éd.). 1992. Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal. Wat. quality management library, Vol. 5. Technomic Publishing Co., Inc. Lancaster, PA, É.-U.

Ravindran, V., S.H. Kim, B.N. Badriyha et M. Pirbazari. 1997. Predictive modeling for bioactive fluidized bed and stationary bed reactors : Application to dairy wastewater. Environ. Tech., vol. 18, p. 861-881.

Reddy, M., Keely S., Hale B., Readon R. et B. Koopman. 1987. Development of Operational Control Strategies for Biological Nitrogen and Phosphorus Removal Treatment Facility. Dans : Environmental Engineering : Proceedings of the 1987 Specialty Conference, Éd. John D. Dietz, sponsored by the Environmental Engineering Division of the American Society of Civil Engineers, New York, É.-U., American Society of Civil Engineers, p. 69-78.

Rickard, L. F. et S. A. McClintock. 1992. Potassium and magnesium requierements for enhanced biological phosphorus removal from wastewater. Wat. Sci. Tech., vol. 26, num. 9/11, p. 2203-2206.

Rusten, B., H. Odegaard et A. Lundar. 1992. Treatment of dairy wastewater in a novel moving bed biofilm reactor. Wat. Sci. Tech., vol. 26, p. 703-711.

Rusten, B., A. Lundar, O. Eide et H. Odegaard. 1993. Chemical pretreatment of dairy wastewater. Wat. Sci. Tech., vol. 28, p. 67-76.

Rustrian, E., J. P. Delgenes et R. Moletta. 1996. Effect of the volatile fatty acids on phosphate uptake parameters by pure cultures of *Acinetobacter* sp. Lett. Appl. Microbiol., vol. 23, p. 245-248.

Samkutty, P. J., R. H. Gough et P. McGrew. 1996. Biological treatment of dairy plant wastewater. J. Environ. Sci. Health, vol. A31, num. 9, p. 2143-2153.

Saunders, F.M. et R.I. Dick. 1981. Effect of mean-cell residence time on organic composition of activated sludge effluents. J. Wat Pollut. Control Fed., vol. 53, num. 2, p. 201-215.

Schaack, F., A.-F. Boschet, D. Chevalier, F. Kerlan et Y. Senelier. 1985. Efficacité des stations d'épuration biologique actuelles à l'égard de la pollution phosphorée. Sciences et techniques de l'eau, vol. 4, p. 173-181.

Sell, R. L., D. J. Krichten, O. J. Noichl et D. G. Hartzog. 1981. Low temperature biological phosphorus removal. 54ième Wat. Pollut. Control Fed. Conf., Détroit, Michigan, p. 1-16.

Shao, Y.J., F. Wada, V. Abkian, J. Crosse, B. Horenstein et D. Jenkins. 1992. Effects of MCRT on enhanced biological phosphorus removal. Wat. Sci. Tech., vol. 26, num. 5/6, p. 967-976.

Shapiro, J. 1967. Induced rapid release and uptake of phosphate by microorganisms. Science, vol. 155, p. 1269.

Shapiro, J., G. V. Levin et H. G. Zea. 1967. Anoxically induced release of phosphate in wastewater treatment. J. Wat. Pollut. Control Fed., vol. 39, num. 11, p. 1811.

Sherrard, J.H. et E.D. Schroeder. 1972. Relationship between the observed cell yield coefficient and mean cell residence time in the completely mixed activated sludge process. Wat. Res., vol. 6, p. 1039-1049.

Sierbitz, I. P., G. A. Ekama et G. V. R. Marais. 1983. A parametric model for biological excess phosphorus removal. Wat. Sci. Tech., vol. 15, p. 127-152.

Smith, J. M. 1987. Design manual : Phosphorus removal. Environmental Protection Agency US. EPA/625/1-87/001. Cincinnati, Ohio.

Smolders, G. J. F., J. van der Meij, M. C. M. van Loosdrecht et J. J. Heijnen. 1994a. Model of the anaerobic metabolism of the biological phosphorus removal process : stochiometry and pH influence. Biotech. and Bioeng., vol. 43, p. 461-470.

Smolders, G. J. F., M. C. M. van Loosdrecht et J. J. Heijnen. 1994b. pH : keyfactor in the biological phosphorus removal process. Wat. Sci. Tech., vol. 29, p. 71-74.

Smolders, G. J. F., M. C. M. van Loosdrecht et J. J. Heijnen. 1995a. A metabolic model for the biological phosphorus removal process. Wat. Sci. Tech., vol. 31, p. 79-93.

Smolders, G. J. F., J. M. Klop, M. C. M. van Loosdrecht et J. J. Heijnen. 1995b. A metabolic model of the biological phosphorus removal process : 1. Effect of the sludge retention time. Biotech. and Bioeng., vol. 48, p. 222-233.

Smolders, G. J. F., M. C. M. van Loosdrecht et J. J. Heijnen. 1996. Steady-state analysis to evaluate the phosphate removal capacity and acetate requirement of biological phosphorus removing mainstream and sidestream process configuration. Wat. Res., vol. 30, p. 2748-2760.

Stensel, H.D. 1991. Principles of biological phosphorus removal. Dans : Phosphorus and nitrogen removal. Ed. Sedlak, R.I., p. 141-166.

Stumm, W. et J. J. Morgan. 1970. Aquatic Chemistry : An introduction emphasizing chemical equilibria in natural waters. Éd. Wiley-Interscience, division de John Wiley & Sons Inc, New York, N.Y., É.-U.

Subramaniam, K., P. F. Greenfield, K. M. Ho, M. R. Johns et J. Keller. 1994. Efficient biological nutrient removal in high strength wastewater using combined anaerobic-sequencing batch reactor treatment. Wat. Sci. Tech., vol. 30, num. 6, p. 315-321.

Surampalli, R. Y., R. D. Tyagi, O. K. Scheible et J.A. Heidman. 1997. Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. Bioresource Tech., vol. 61, p. 151-157.

Sutcliffe et M. Jones. 1992. Eutrophication : Research and application to water supply. Ambleside-UK Freshwater Biological Association, Londres, Royaume-Uni.

Tanner, C. C. 1994. Growth and nutrition of *Schoenoplectus validus* in agricultural wastewaters. Aquatic Botany, vol. 47, p. 131-153.

Temmink, H., B. Petersen, S. Isaacs et M. Henze. 1996. Recovery of biological phosphorus removal after periods of low organic loading. Wat. Sci. Tech., vol. 34, num. 1-2, p. 1-8.

Tétreault, M. J., A. H. Benedict, C. Kaempfer et E. F. Borth. 1986. Biological phosphorus removal : a technology evaluation. J. Wat. Pollut. Control Fed., vol. 58, p. 823-837.

The Soap and Detergent Association. 1989. Principles and practice of phosphorus removal from municipal wastewater. New York, États-Unis.

Tyagi, R. D. 1985. Effects of heavy metals on biological waste treatment in the activated sludge process. Proc. Biochem., vol. 20, num. 6, p. 194-198.

Urgel Delisle et Associés. 1994. Évaluation de systèmes de fosse septique - Champ d'épuration pour l'épuration des eaux des laiteries de fermes : rapport final. Québec : Ministère de l'Environnement et de la Faune. 78 p., 4 annexes. QEN/AE94-34/6.

Vacker, D., C. H. Connell et W. N. Wells. 1967. Phosphate removal throught municipal wastewater treatment at San Antonio, Texas. J. Wat. Pollut. Control Fed., vol. 39, p. 750-771.

van Loosdrecht, M.C.M. et M. Henze. 1999. Maintenance, endogeneous respiration, lysis, decay and predation. Wat. Sci. Tech., vol. 39, num. 1, p. 107-117.

van Niel, E. W. J. 1993. Modelling and optimalization of biological phosphate removal from wastewater. STW et RIZA, Hollande, Lelystad.

Vinçonneau, J. C., F. Schaack, A. F. Boschet, D. Chevalier, D. Villesot, M. Jaubert, Ch. Laval et S. Lambert. 1985. The problem of phosphorus in France - its presence in natural waters and biological phosphorus removal. Wat. Sci. Tech., vol. 17, p. 1-9.

Wanner, J. 1992. Comparison of biocenoses from continuous and sequencing batch reactors. Wat. Sci. Tech., vol. 25, num. 6, p. 239-249.

Wareham, D. G. et N. P. Lee. 1996. Effect of shortened anaerobic HRT on phosphate release and uptake in the UCT bio-P Process. Environ. Tech., vol. 17, p. 125-136.

Wareham, D. G., K. J. Hall et D. S. Mavinic. 1995. An ORP screening protocol for biological phosphorus removal in sequencing batch reactors. Can. J. Civ. Eng., vol. 22, p. 260-269.

Wells, W. N. 1969. Differences in phosphate uptake rates exhibites by activated sludges. J. Wat. Pollut. Control Fed., vol. 41, p. 765-771.

Wentzel, M. C., L. H. Lötter, G. A. Ekama, R. E. Loewenthal et G. v. R. Marais. 1988. Enhanced polyphosphate organism cultures in activated sludge systems. Part 1 : Enhanced culture development. Wat. S. A., vol. 14, num. 2, p. 81-92.

Wentzel, M. C., L. H. Lötter, R. E. Loewenthal et G. v. R. Marais. 1986. Metabolic behavior of *Acinetobacter* ssp. in enhanced biological phosphorus removal - A biochemical model. Wat. S. A., vol. 12, num. 4, p. 209-224.

Wild, D., A. Kisliakova et H. Siegrist. 1996. P-fixation by Mg, Ca and zeolite A during stabilization of excess sludge from enhanced biological P-removal. Wat. Sci. Tech., vol. 34, num. 1-2, p. 391-398.

Winkler, M. A. et A. Thomas. 1978. Biological treatment of aqueous wastes. Top. Enzyme Ferment. Biotechnol., vol. 2, p. 200-279.

Winter, C. T. 1989. The role of acetate in denitrification and biological phosphate removal in modified Bardenpho systems. Wat. Sci. Tech., vol. 21, p. 375-385.

Yeoman, S., T. Stephenson, J. N. Lester et R. Perry. 1988. The removal of phosphorus during wastewater treatment : A review. Environ. Pollution, vol. 49, p. 183-233.

Yoon, C. H. et M. Suzuki. 1990. Kinetics of biological phosphorus behavior in sequential batch reactor under anaerobic /aerobic conditions. J. Chem. Eng. Japan, vol. 23, num. 3, p. 297-302.

ANNEXE 1 PROTOCOLES ANALYTIQUES

Présentés par ordre alphabétique

ACIDES GRAS VOLATILS

Le dosage et la séparation des acides gras volatils (AGV) sont effectués par chromatographie liquide avec une colonne Pénomenex, Rezex ROA-Organics Acids 150 mm *x* 7,8 mm. L'éluant utilisé est de l'acide sulfurique 0,005 N et le débit isocratique est de 0,5 ml /min. L'éluant est dégazéifié avec un débit initial de 100 ml d'hélium /min. pendant environ 30 min. et ensuite le débit est diminué à 10 ml /min. pendant les analyses. Le détecteur est ajusté à la longueur d'onde de 210 nm et le temps d'analyse est de 30 min. La solution mère pour les étalons est préparée en ajoutant 35 µL de chaque AGV dans une fiole jaugée de 25 ml, qui est complétée avec de l'acide chlorhydrique 0,1 %. Les AGV détectés sont l'acide acétique, l'acide propionique, l'acide n-butyrique, l'acide isobutyrique, l'acide isovalérique et l'acide n-valérique. Pour tracer une courbe d'étalonnage, la solution mère est diluer avec de l'HCl (0,1 %) à 50, 25, 10, 5 et 2 %. Noter que le plus petit standard (2 %) est considéré comme étant la limite de détection de l'appareil. Les étalons sont conservés au congélateur et réutilisés quotidiennement afin de valider la qualité de la courbe d'étalonnage avant de débuter une série d'analyse. Le tableau suivant présente les concentrations des différents standards, ainsi que la densité et le temps de rétention des AGV détectés.

Dilutions pour les étalons :

- ◊ Standard 50 % : mettre 1,5 ml de la solution mère et ajouter 1,5 ml de HCl 0,1 %.
- ◊ Standard 25 % : mettre 0,75 ml de la solution mère et ajouter 2,25 ml de HCl 0,1 %.
- ◊ Standard 10 % : mettre 0,3 ml de la solution mère et ajouter 2,7 ml de HCl 0,1 %.
- ◊ Standard 5 % : mettre 0,15 ml de la solution mère et ajouter 2,85 ml de HCl 0,1 %.
- ◊ Standard 2 % : mettre 0,06 ml de la solution mère et ajouter 2,94 ml de HCl 0,1 %.

Concentrations des différents standards, densité et temps de rétention des AGV

Acide gras volatil	Densité	Temps de rétention	Std 100 %	Std 50 %	Std 25 %	Std 10 %	Std 5 %	Std 2 %
	g/ml	minutes	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L
Acide acétique	1,049	10,38	1470	730	370	150	73	29,2
Acide propionique	0,993	12,32	1390	700	350	140	70	28,0
Acide n-butyrique	0,959	14,05	1340	670	340	130	67	26,8
Acide isobutyrique	0,950	15,45	1330	670	330	130	67	26,8
Acide isovalérique	0,931	18,2	1300	650	330	130	65	26,0
Acide n-valérique	0,939	23,5	1310	660	330	130	66	26,4

Démarrage de l'appareil après fermeture complète

- ◊ Préparer l'acide sulfurique 0,005 N pour l'erlenmeyer contenant l'éluant, mettre environ 500 ml pour la journée et remplir à nouveau pour la nuit.
- ◊ Deux tubes sont insérés dans l'erlenmeyer, un pour le solvant et l'autre pour le dégazage.
- ◊ Ouvrir les appareils dans l'ordre suivant : en premier le détecteur et ensuite le système de pompe.
- ◊ Faire passer l'éluant pendant une heure et indiquer le réservoir D pour l'éluant.
- ◊ Le débit de type isocratique signifie que le même débit est employé pendant toute la durée des analyses, indiquer 100 % au réservoir D et 0 % aux autres (A, B, C), le débit doit être ajusté avant de démarrer le dégazage à 0,5 ml/min.
- ◊ Ouvrir la bonbonne d'hélium et mettre le débit de dégazage à 100 ml/min., pendant 30 min., puis diminuer le débit à 10 ml/min, pour la session de travail et la nuit.
- ◊ Ajuster le détecteur au canal 1, à la longueur d'onde 210 nm, abs. et 0,5 AUFS, à l'aide du bouton " setup ".
- ◊ Ouvrir l'interface et l'ordinateur : logiciel NELSON.

- ◊ Taper : ESC, Y, cd.., cd NELSON, menu et mettre la disquette, 1 (generate or modify a method), YES, AGV, 1 (changer le nom de l'échantillon), 2 (changer le nom du fichier en lettres seulement), 6 (sauvegarder les changements), F10, 0 (aquire data), F2 (send data to box). Un déclic envoie les données à l'interface et nous sommes prêt pour l'injection.
- ◊ Pour acidifier l'échantillon diluer au minimum d'un facteur 2 avec du HCl 0,1 %.
- ◊ Faire un autozéro sur le détecteur.
- ◊ Injecter 1 ou 2 fois du HCl 0,1 % dans l'injecteur, puis aspirer l'échantillon dilué avec la seringue et rejeter dans le contenant, réaspirer environ 300 µL et enlever les bulles d'air en secouant la seringue et en rejetant jusqu'à ce qu'il reste 200 µL dans le réservoir. Injecter d'un coup l'échantillon dans l'injecteur et tourner la clef vers la droite, maintenir 15 secondes, tourner la clef vers la gauche et sortir l'aiguille. Rincer la seringuer 4 à 5 fois avec du HCl 0,1 %.
- ◊ Après 30 minutes répéter les étapes de l'injection pour un autre échantillon.

Les résultats sont obtenus en traçant la courbe d'étalonnage avec les surfaces des pics et en transférant les résultats des échantillons sur cette courbe. Noter qu'il est important de débuter une session de travail avec un échantillon de standard, afin de valider la courbe d'étalonnage.

<u>Début des manipulations lorsque l'appareil est en fonction</u>

- ◊ Remplir le réservoir d'éluant.
- ◊ Dégazer l'éluant en augmentant le débit à 100 ml/min. pour 30 minutes.
- ◊ Passer un étalon et vérifier la courbe.
- ◊ Débuter avec les échantillons.

<u>Fermeture de l'appareil</u>

Pour la nuit :

- ◊ Diminuer le débit de l'éluant à 0,2 ml/min. Laisser celui du dégazage à 10 ml/min.
- ◊ Remplir l'erlenmeyer (réservoir) avec l'acide sulfurique 0,005 N.
- ◊ Fermer l'ordinateur.

Pour une longue période :

- ◊ Faire passer une solution composée d'acide sulfurique 0,007 N + acétonitrile 10,8 % et environ 1 g de sodium azide (bactéricide) pour l'entreposage.
- ◊ Mettre le débit de dégazage à 0 ml/min.
- ◊ Fermer les appareils dans l'ordre suivant : en premier le système de pompe " Multisolvent delivery system " et ensuite le détecteur.
- ◊ Fermer la bonbonne d'hélium.
- ◊ Fermer l'ordinateur.

AMMONIUM ET TKN (0-10 MG/L) DANS LES EAUX DE SURFACE, DE PRÉCIPITATION, INTERSTITIELLES, SOUTERRAINES ET USÉES PAR AUTO-ANALYSEUR TECHNICON

L'azote ammoniacal (NH_4) et l'azote Kjeldahl totale (TKN) sont obtenues par la même méthode analytique, la différence est que les échantillons destinés à l'analyse de TKN sont préalablement digérés. En outre, la digestion employée est combinée à celle nécessaire à l'analyse du phosphore total. Par conséquent, la préparation des échantillons se destinant à la détermination du P_{total} et du TKN sera présentée uniquement dans cette section.

1-Verrerie pour la digestion TKN et P_{total} dans les échantillons d'effluent (faibles en MES)-erlenmeyers de 125 ml nettoyés de la façon suivante :

- ◊ Nettoyer au Décon et à l'eau déminéralisée.
- ◊ Rincer deux fois à l'eau déionisée.
- ◊ Chauffer 6 minutes les erlenmeyers au micro-onde à puissance maximale avec 50 ml d'eau déionisée et 0,9 g (une cuillère rase de 1/8) de persulfate de potassium ($K_2S_2O_8$ BDH ultra-pur).
- ◊ Vider et rincer deux fois à l'eau déminéralisée et une fois à l'eau déionisée, mettre un papier d'aluminium jusqu'à l'utilisation.

2-Verrerie pour la digestion TKN et Ptotal dans les échantillons d'affluent et de LM (élevés en MES)-tubes à digestion de 75 ml nettoyés de la façon suivante :

- ◊ Nettoyer au Décon et à l'eau déminéralisée.
- ◊ Rincer deux fois à l'eau déionisée.
- ◊ Remplir à moitié d'eau ultra-pure et ajouter environ 1 g de persulfate de potassium ($K_2S_2O_8$ BDH ultra-pur). Mettre dans un autoclave 30 minutes à 121°C, couvrir d'un papier d'aluminium chaque tube.

◊ Vider et rincer deux fois à l'eau déminéralisée et une fois à l'eau déionisée, couvrir de papier d'aluminium jusqu'à utilisation.

3- Étalons

◊ P_{total} : préparer une solution mère de 50 ppm de P, avec 0,2197 g de KH_2PO_4 /L, ajouter 1 mL d'acide sulfurique Aristar et compléter au trait de jauge avec de l'eau Millipore ; les concentrations des étalons utilisés sont de 0,25, 1,0, 1,5 et 2,0 ppm.

◊ TKN : préparer une solution mère de 1000 ppm de NH_4-N, avec 3,819 g de NH_4Cl /L, les concentrations des étalons utilisés sont de 0,25, 1,0, 3,0 et 3,5 ppm.

4 - Préparation des échantillons

Échantillons	**Facteur de dilution**
Dans les erlenmeyers : mettre au total 25 ml de liquide, une prédilution peut être réalisée en complétant à 25 ml avec de l'eau ultra-pure.	À déterminer
Dans les tubes de 75 ml : pour l'affluent, mettre 25 ml.	3
Dans les tubes de 75 ml : pour la liqueur mixte ou les boues, mettre 5 ml.	15

5 - Digestion des échantillons : les échantillons d'effluent dans les erlenmeyers sont digérés à l'autoclave pendant 30 minutes avec 5 ml d'une solution digestive composée de 1000 ml de H_2SO_4 1 N + 50 g de $K_2S_2O_8$. Après la digestion on effectue les analyses de Ptotal et de TKN à l'aide d'un auto-analyseur Technicon.

Les échantillons d'affluent et de LM dans les tubes à digestion sont digérés de la façon suivante :

◊ mettre 5 ml de chaque échantillon de liqueur mixte ou 25 ml d'eau usée, des étalons, des blancs et des standards certifiés dans les tubes numérotés ;

◊ mettre quelques pierres à ébullition par tube ;

◊ ajouter 5 ml d'H_2SO_4 concentré, mélanger à l'aide d'un mélangeur de type Vortex ;

◊ ajouter 3 ml de peroxyde d'hydrogène et mélanger au Vortex ; attention aux projections ou à l'effervescence possible du mélange ;

◊ mettre un condenseur (boule de verre) sur chaque tube ;

◊ placer les tubes dans le bloc digesteur, sous une hotte, et mettre la température à 370 °C ;

- ◊ lorsque la température désirée est atteinte, programmer une heure de digestion ;
- ◊ laisser refroidir quelques heures les tubes et ajouter 3 ml de peroxyde d'hydrogène, digérer une autre heure à 100 °C, puis enlever et laisser refroidir plusieurs heures, compléter à 75 ml (trait de jauge) avec de l'eau déionisée de façon progressive en mélangeant avec un Vortex sous une hotte ;
- ◊ couvrir d'un papier d'aluminium et conserver à 4 °C.

Les échantillons digérés sont prêts pour les analyses.

7 - Méthode analytique NH_4 et TKN

Introduction :

Cette méthode utilise la réaction Berthelot qui consiste en la formation d'un composé, l'indphénol de couleur verte, proportionnelle à la concentration d'ammonium dans l'échantillon, lorsque celui-ci réagit avec le phénol et l'ion hypochlorite. Un agent complexant, le tartrate de potassium et de sodium, est ajouté pour garder en solution les hydroxydes de métaux lourds tels le Ca^{2+} et le Mg^{2+}.

Fiabilité :

- ◊ interférences : la turbidité de l'échantillon en est une ; on l'élimine par filtration. Le chlorure mercurique cause une interférence négative en complexant l'ammonium. Cette difficulté peut être surmontée en ajoutant des quantités équivalentes de $HgCl_2$ dans les étalons utilisés pour la courbe d'étalonnage ;
- ◊ limite de détection : 0,2 mg/L NH_4 en N ;
- ◊ gamme de travail : 0,5 à 10,0 mg/L NH_4 en N ;
- ◊ précision : 0,25 % à une concentration de 5,0 mg/L.

Prélèvement et conservation :

Les eaux sont puisées directement dans une bouteille de polyéthylène par une méthode appropriées, puis congelées à -15°C et conservées à 4 °C lorsque décongelés.

Appareillage :

a) PIÈCES :

- ◊ Pompe proportionnelle III de Technicon ;
- ◊ Colorimètre S.C. de Technicon ;
- ◊ Enregistreur IV de Technicon ;
- ◊ Échantillonneur Technicon avec came 60-6 :1 ;
- ◊ Cellule de détection de 1,5 cm de trajet optique ;
- ◊ Filtres interférentiels de 630 nm ;
- ◊ Tubes de pompage : vert-vert (1), noir-noir (2), blanc-blanc (1), orange-orange (1), rouge-rouge (1), orange-blanc(1) ;
- ◊ Bobines de mélange : 2 de 20 tours no : 157-B089
  1 de 5 tours no : 170-0103
  1 bobine no : 157-B273-09.

Réactifs et étalons :

Toute la verrerie pour la préparation des réactifs et des étalons doit être lavée avec du HCl 1 N et rincée plusieurs fois avec de l'eau déionisée pour éliminer toute trace d'ammonium. Les godets de plastique servant à l'analyse des échantillons et des étalons doivent être traités de la même manière que la verrerie en plus d'être rincés individuellement avec la solution à analyser.

1. *HCl 1 N* : dans un ballon de 1000 mL, diluer 83 mL de HCl concentré et compléter au trait de jauge avec de l'eau Millipore.
2. *H_2SO_4 5 N* (pour la purification de l'air) : ajouter dans un erlenmeyer de 250 mL, 5 mL de H_2SO_4 concentré Aristar dans 250 mL d'eau Millipore. Laisser refroidir et compléter au trait de jauge.
3. *Phénolate de sodium* : dans un bécher de 1000 mL, dissoudre 200 d'hydroxyde de sodium (NaOH) dans 600 mL d'eau Millipore. Lors de cette manipulation, il serait prudent de déposer le bécher dans un bain d'eau froide. Ajouter lentement en brassant continuellement, 276 mL de phénol liquide à 90 % (v/v). Transvider dans un ballon de 1000 mL et compléter au trait de jauge avec de l'eau Millipore. Filtrer la solution de

phénolate de sodium sur un filtre GF/C. Ajouter 0,5 mL de Brij-35 (agent surfactant). Conserver cette solution dans une bouteille ambrée.

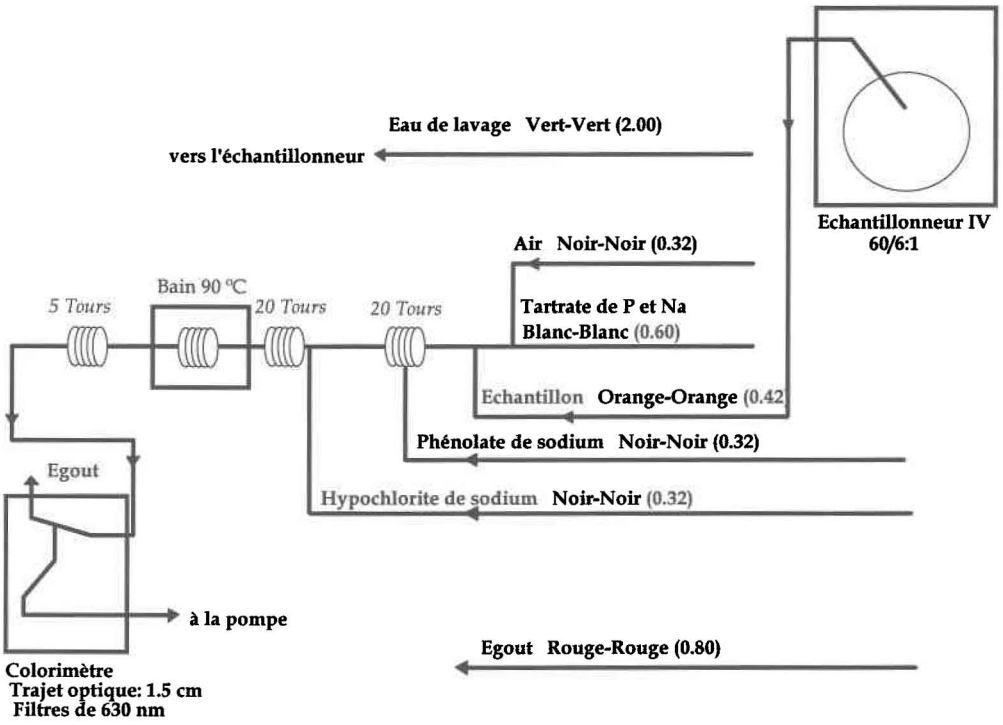
4. *Hypochlorite de sodium* 5,25 % : n'importe quelle marque d'hypochlorite de sodium commerciale ayant un pourcentage entre 4-6 % de NaOCl, peut être utilisée.

5. *Tartrate de potassium et de sodium* : dans un ballon jaugé de 1000 mL, dissoudre 150 g de tartrate de potassium et de sodium dans 850 mL d'eau Millipore. Compléter au trait de jauge avec de l'eau Millipore. Ajouter 0,5 mL de Brij-35.

6. *H_2SO_4 0,2 %* (v/v) : pipeter 2,0 mL de H_2SO_4 conc. Aristar dans 900 mL d'eau Millipore et compléter au trait de jauge du ballon de 1000 mL avec de l'eau Millipore.

b) SCHÉMA DU MONTAGE

Annexe I - Schéma
Dosage de l'ammonium (0 - 10 mg/L)



Note: unités en parenthèses signifient le débit en mL/min

Protocole analytique :

⇒ *Facultatif* : filtrer les échantillons sur un filtre Nucléopore 0,4 µm et filtrer le phénolate de sodium sur GF/C. Pas nécessaire si les échantillons sont digérés.

⇒ Mettre en opération le colorimètre et la pompe ; faire aspirer de l'eau Millipore par tous les tubes pendant environ 15 minutes, puis 10 minutes dans du HCl 10 % préchauffé 1 minute au micro-onde. Arrêter la pompe pendant le transfert des tubes.

⇒ Changer les deux filtres, mettre les numéros 630 nm.

⇒ Mettre le tube d'eau de rincage (vert) dans de l'acide sulfurique 1 N diluée (5 ml H_2SO_4 1 N/L), dans le cas du NH_4 mettre dans de l'eau pure.

⇒ Mettre chaque tube dans le réactif correspondant et repartir la pompe, jusqu'à l'obtention d'une ligne de base stable (environ 20 minutes).

⇒ Le colorimètre est ajusté à DAMP 2 pour le temps d'intégration. Les autres ajustements se font selon le guide d'ajustement du colorimètre Technicon.

⇒ Placer le carrousel à 1 et le remplir de standards et d'échantillons en intercalant à chaque dizaine d'échantillons analysés, un blanc et le même standard.

⇒ Débuter les analyses et régler d'abord le temps d'aspiration à 50 et le temps du cycle à 120.

⇒ Après que le premier standard soit passé ajuster le pic d'adsorbance sur l'enregistreur à 90 avec le bouton " standard calibration ".

⇒ Quand toutes les analyses sont terminées, mettre les tubes de réactifs dans l'eau Millipore et faire fonctionner la pompe pendant 30 minutes pour rincer le système.

Calculs et résultats :

On mesure la hauteur des pics correspondant soit à un étalon, soit à un échantillon. Cette hauteur est la mesure d'absorbance.

8 - Ajustement d'un colorimètre Technicon: Cette section étant la même pour toutes les analyses au Technicon elle ne sera que présentée ici.

◊ Faire fonctionner l'appareil 20 minutes ; attendre une ligne de base stable.

◊ Positionner l'interrupteur sous le couvercle du colorimètre à la position D (directe).

◊ Tourner le contrôle de lecture à la position **NORMAL**.

◊ Dégager **STD CAL** et l'ajuster à 1,0. Réengager ensuite le bouton. Tourner le bouton "baseline" jusqu'au bout, puis compter 5 tours.

◊ Base Line : Tourner l'ouverture de la fente d'échantillon (A) complètement dans le sens des aiguilles d'une montre. Tourner ensuite le contrôle d'ouverture de la référence (B) afin d'obtenir 5 % sur l'enregistreur ; il peut être nécessaire de fermer partiellement l'ouverture de l'échantillon (A).

◊ Tourner à **ZÉRO** le sélecteur de lecture et ajuster à l'aide du tournevis le zéro du colorimètre.

◊ Tourner ensuite à **FULL SCALE** le sélecteur de lecture et ajuster à l'aide du tournevis le 100 % de transmittance. Regarder de nouveau si le Zéro est correct.

◊ Ramener le bouton de lecture à **DAMP2** (10 secondes d'intégration), pour éliminer au maximum le bruit de fond.

ALCALINITÉ

Procédure :

- ◊ Mesurer 50 ml d'échantillon.
- ◊ Ajouter 0,5 mL de NaCl 1 M.
- ◊ Mesurer le pH après avoir bien étalonné le pH-mètre
- ◊ Ajouter 100 µL de HCl 0,01 M et mesurer le pH après avoir agité quelques secondes. Noter le volume et le pH, surtout lorsque le pH est de 4,5.
- ◊ Répéter l'étape 4 jusqu'à l'obtention d'un pH de 3,7.
- ◊ Étalonner le titrant (HCl 0,01 M) en titrant 50,00 mL d'une solution fraîche de $NaHCO_3$ 0,000100 M.

Calcul :

Alcalinité (mg $CaCO_3$/L) = A*N*50 000 /ml échantillon.

Où A= quantité d'acide ajouté (ml) pour abaisser le pH à 4,0 ; N = normalité de l'acide utilisé.

CARBONE ORGANIQUE TOTAL

La méthode d'analyse du COT consiste à déterminer la quantité de COT par l'élimination du carbone inorganique dans l'échantillon, sous forme de bicarbonates, de carbonates et d'acide carbonique.

DEMANDE CHIMIQUE EN OXYGÈNE DANS L'EAU PAR SPECTROPHOTOMÉTRIE

La demande chimique en oxygène (DCO) est déterminée en utilisant la méthode standard 5220D de APHA *et al.* (1992).

1. *Fiabilité :*

   a) interférences : aucune donnée d'interférence n'a été retenue ;

   b) limite de détection : indéterminée ;

   c) gamme de travail : 0 - 1500 mg/L ;

   d) fidélité : indéterminée ;

   e) échantillon témoin : indéterminé.

2. *Prélèvement et conservation :*

   Les échantillons sont congelés à -15 °C, puis conserver après décongélation à 4 °C.

3. *Appareillage :*

   ◊ Éprouvettes préparées pour DCO, HACH.

   ◊ Multi-block heater, Lab Line Instruments 2090.

   ◊ Spectrophotomètre Varian DMS 200 UV-visible, longueur d'onde de 600 nm.

4. *Réactifs et étalons :*

   1. Moudre environ 2 g de potassium hydrogen phtalate dans un creuset en porcelaine. Sécher ensuite à l'étuve à 120 °C jusqu'à poids constant (1 h).

   2. Pour obtenir un étalon de base de 2000 mg/L, dissoudre 1,7 g de potassium hydrogen phtalate dans 1 L d'eau déminéralisée.

   3. Diluer ensuite cet étalon de manière à obtenir des étalons de 200 et 800 et 1500 mg/L de DCO.

5. *Protocole analytique :*

1. Ajouter 2,0 mL de chaque étalon (200, 800 et 1500 mg/l) respectivement dans trois éprouvettes à DCO HACH et 2,0 ml d'eau ultra-pure pour les blancs dans deux éprouvettes à DCO HACH.
2. Ajouter 2,0 mL de chaque échantillon à analyser dans les éprouvettes à DCO HACH et secouer. Les échantillons doivent être préalablement dilués afin que leur DCO se situe dans la gamme de 0 à 1500 mg/L.
3. Faire chauffer les éprouvettes à 150 °C sur le bloc chauffant (préalablement réchauffé pendant environ une heure) durant deux heures. Le bloc doit être entouré de papier d'aluminium afin de maintenir cette température.
4. Laisser refroidir les éprouvettes à la température de la pièce pendant environ une heure.
5. Ouvrir le spectrophotomètre et ajuster la longueur d'onde à 600 nm en tapant 600 sur le clavier et en appuyant sur MAX λ. Appuyer sur START/STOP. Mettre le temps de lecture à une seconde.
6. Laisser réchauffer la lampe environ 15 minutes.
7. Mettre de l'eau pure dans les deux cellules de 1 cm et faire le zéro en appuyant sur ZÉRO.
8. Mettre un étalon dans la cellule de 1 cm et prendre la lecture du signal. La DCO des échantillons à analyser sera déterminée à partir de cette concentration, la relation entre la DCO et l'absorbance étant linéaire entre 0 et 1500 mg/L.
9. Déterminer la DCO des échantillons en les plaçant tour à tour dans la cellule de lecture et en lisant directement la valeur affichée. Rincer à l'eau pure la cellule entre chaque échantillons.
10. Repasser, à l'occasion, l'étalon d'origine ou tout autre étalon afin de vérifier l'exactitude de la lecture. Retourner à l'étape numéro 7 au besoin.
11. Fermer l'appareil lorsque terminé et bien rincer les cellules.

6. *Calculs et résultats :*

Les résultats sont lus directement, mais il faut tenir compte des facteurs de dilution s'il y a lieu. On calcule les teneurs en DCO en reportant les valeurs sur la courbe des étalons.

MES, MVES, IVB

Les matières en suspension (MES) et les matières volatiles en suspension (MVES) dans la liqueur mixte et dans les boues sont déterminées par centrifugation d'un échantillon de 40 ml, cela dans une centrifugeuse de type Sorvall RC 5C Plus à 10 000 rpm pendant 10 minutes, puis par évaporation à 105 °C et ensuite par calcination à 550 °C du résidu. Tandis que les MES et les MVES dans l'effluent sont obtenues par évaporation et calcination du résidu résultant de la filtration de l'échantillon sur filtre Whatman 934/AH.

L'indice de volume des boues (IVB) est déterminé à partir de 100 ml d'échantillon de liqueur mixte soutirée à la fin de la phase aérobie. La quantité de boues décantées dans un cylindre gradué après 30 minutes sert au calcul de l'IVB, qui est le volume de boues décantées (*10) divisé par la quantité de MESLM (en g/L).

MÉTAUX (Al, Fe, Mg, Ca)

Des analyses de métaux ont été effectuées dans l'eau usée d'Agrinove et dans la LM des RBS traitant cette eau usée. Les concentrations des métaux suivants Al, Fe, Ca et Mg ont été obtenues par absorption atomique. Les échantillons ont été minéralisés préalablement à la détermination analytique, selon la méthode suivante :

Méthode de digestion des boues d'épuration
MENVIQ 89.12/213 - mét. 1.3

Réactifs : Acide nitrique HNO_3 concentré à 70 %

Acide hydrofluorydrique HF concontré à 48 %

Peroxyde d'hydrogène H_2O_2 concentré à 30 %

Mode opératoire :

1. Nettoyer les creusets en téflon et la verrerie avec de l'acide nitrique 15 %. Préparer trois ou quatre téflons pour chaque échantillon à digérer.
2. Mesurer 25 ml de boue d'épuration dans lequel vous avez précédemment mesuré la teneur en solides totaux. Préparer des blancs.
3. Attaquer la boue avec 25 ml d'acide nitrique avec un couvercle pendant 1 heure à 100 °C. Ajouter 5 ml de HF et continuer à chauffer avec le couvercle durant 30 minutes. Laisser évaporer sans ébullition jusqu'à un volume de 5 ml.
4. Laisser refroidir et ajouter 2 ml d'eau et 3 ml de H_2O_2. Couvrir les téflons et placer sur la plaque chauffante en évitant une effervescence vigoureuse. Laisser refroidir les téflons.

5. Continuer d'ajouter le peroxyde (par portion de 1 ml) en chauffant légèrement jusqu'à ce que l'effervescence soit minimale ou que les échantillons ne réagissent plus. Ne pas ajouter plus de 10 ml de peroxyde.
6. Évaporer à sec à une température entre 200 et 250 °C.
7. Ajouter 1,25 ml d'acide nitrique, puis de 10 à 12 ml d'eau ultra-pure. Chauffer légèrement et bien nettoyer la paroi du creuset avec une spatule propre en téflon, Filtrer les solutions sur des filtres de 2,0 µm en polycarbonate et amener à 25 ml avec de l'eau ultra-pure.
8. Nettoyer les creusets et les couvercles avec du savon, puis remplir d'acide nitrique pendant 1 à 2 jours. Bien rincer les creusets et les couvercles à l'eau ultra-pure.

NITRITES ET NITRATES

Courbe 0-2 mg/L

1. Principe de la méthode d'analyse

L'échantillon passe à travers une colonne de réduction (cuivre-cadmium) afin de réduire les nitrates en nitrites. Les ions nitrites réagissent ensuite avec la sulfanilamide dans des conditions acides pour former un composé diazo. Ce dernier se couple ensuite avec le dihydrochlorure de N-1-Naphthyl-éthylène-diamine pour former un composé azo-cloré. La couleur pourpre est proportionnelle à la concentration de nitrite.

2. Interférences

- ◊ La turbidité de l'échantillon, éliminée par la filtration.
- ◊ Couleur qui adsorbe la longueur d'onde utilisée.

3. Appareils et réactifs

Appareils

Auto-analyseur II (AAII) de Technicon, muni de :

- ◊ échantillonneur IV ;
- ◊ cartouche analytique nitrates + nitrites ;
- ◊ pompe proportionnelle III, 2 vitesses ;
- ◊ colorimètre et filtres 520 nm ;
- ◊ enregistreur.

Réactifs

Traitement du Cd et préparation de la colonne :

Cadmium granuleux, 40-60 mesh

1. Mettre des gants.
2. Mettre 10 à 20 ml de Cd dans un bécher en verre.
3. Sous la hotte, ajouter 100 ml de HCL 1 N, brasser avec une spatule en métal. Laisser reposer 5 minutes, jeter l'acide chlorhydrique et rincer dix fois avec de l'eau déminéralisée.
4. Ajouter 100 ml de sulfate de Cu 2 % ($CuSO_4$). Brasser jusqu'à disparition de la couleur bleue, rincer 10 fois à l'eau déminéralisée.
5. Refaire l'étape 4.
6. Transférer les particules de Cd dans une nacelle de pesée (grand format) et ajouter de l'eau déionisée.
7. Couper un tube Technicon (~15 cm) avec une bague mauve-noir.
8. Remplir la colonne avec les granules et de l'eau déionisée, utiliser la spatule de métal, éviter les bulles d'air.
9. Remplir à 1 cm de chaque bout de la colonne et boucher les extrémités avec de la laine de verre, faire un rondin et avec un embout blanc.
10. Mettre à 4°C.
11. Sert pour environ 100 à 150 échantillons.

Réactif pour développer la couleur : ajouter 100 ml d'acide phosphorique, 40 g de sulfanilamide ($C_6H_8N_2O_2S$) et 2 g de dihydrochlorure de N-1-Naphthyl-éthylène-diamine ($C_{12}H_{14}N_2$. 2HCl) à environ 800 ml d'eau déionisée. Agiter environ 1 heure en recouvrant la fiole jaugée de papier d'aluminium et compléter à un litre. Entreposer dans une bouteille brune à l'obscurité et à 4°C.

Sulfate de cuivre 2 % : dissoudre 20 g de $CuSO_4$. 5 H_2O dans 1 L d'eau déionisée.

Chlorure d'ammonium 8,5 % : dissoudre 85 g de NH_4Cl dans 1 L d'eau dionisée et ajouter 0,5 ml de Brij-35.

Solution mère 1000 mg/L de NO_3 : dissoudre 7,2180 g de KNO_3 dans 1 L d'eau déionisée. Préserver avec 2 ml de chloroforme à 4 °C.

Procédure analytique

1. Nettoyer les tubes avec de l'eau pure et avec du HCl 10 %.
2. Mettre les filtres # 520. Ouvrir le spectrophotomètre.
3. Transférer le réactif de la couleur dans une petite bouteille (nettoyée à l'HCl 1 N) pour ne pas contaminer le contenant original. Mettre les tubes dans les réactifs respectifs. Mettre du papier d'aluminium sur les embouchures des réactifs.
4. Installer la colonne de Cd en remplaçant le tube de lavage (boucle) au centre, sans arrêter la pompe (vérifier qu'il n'y a pas de bulles d'air dans la colonne).
5. Si une couleur rose apparaît, la colonne est contaminée.
6. Conditionner la colonne en faisant passer pendant 10 minutes une concentration de NO_3 d'environ 100 ppm.
7. Mettre une came, enlever le carrousel et tourner la came pour actionner l'échantillonneur et fermer l'échantillonneur.
8. Les échantillons n'ont pas besoin d'être digérés.
9. Enlever le conditionneur et placer les étalons et les échantillons sur le carrousel.
10. Ajuster la ligne de base à 5 % sur l'enregistreur.
11. Régler le temps d'aspiration à 72 et le temps du cycle à 180.
12. Débuter les analyses.

PHOSPHORE TOTAL ET ORTHOPHOSPHATE (0-2 mg/L)

Les orthophosphates (o-PO_4) et le phosphore total (P_t) sont obtenus par la même méthode analytique, la différence est que les échantillons destinés à l'analyse du P_t sont préalablement digérés. En outre, la digestion employée est combinée à celle nécessaire à l'analyse du TKN. Par conséquent, la préparation des échantillons se destinant à la détermination du P_t et du TKN a été présentée précédemment.

Introduction :

Le molybdate d'ammonium, le tartrate de potassium et d'antimoine réagissent en milieu acide avec l'orthophosphate pour former un complexe phospho-molybdate d'antimoine. Ce complexe est réduit en un autre complexe de couleur bleue par l'acide ascorbique. La couleur est proportionnelle à la concentration d'orthophosphates présents dans l'échantillon.

1. *Fiabilité :*

   a) interférences : l'arsenate, le vanadium, le titane, le zirconium, le germanium, les sulfures, les tannins, la lignine, le chrome hexavalent interfèrent ainsi qu'une grande concentration de fer peut faire précipiter les phosphates ;

   b) limite de détection : 0,05 mg/L en P (0-5,0 mg/L) ;

   c) gamme de travail : 0,05 à 5,0 mg/L en P ;

   d) précision : 0,2 % à une concentration de 2,0 mg/L (0-5,0 mg/L).

2. *Prélèvement et conservation :*

Les eaux sont puisées directement dans une bouteille de polyéthylène par une méthode appropriée, puis congelées à -15°C et conservées à 4 °C lorsque décongelés.

3. *Appareillage :*

◊ **pièces** : erlenmeyers de 125 ml nettoyés de la même façon que pour la digestion des échantillons destinés à l'analyse du TKN.

4. *Réactifs :*

Toute la verrerie doit être nettoyée avec du HCl 1 N et rincée avec de l'eau déminéralisée. Elle doit ensuite être traitée avec tous les réactifs pour enlever les traces de phosphore absorbé sur la verrerie. Conserver cette verrerie uniquement pour les analyses de phosphore.

Les détergents à base de phosphates ne doivent jamais être utilisés.

Préparation des réactifs :

◊ Réactif A : Acide ascorbique : dissoudre 2,5 g d'acide ascorbique dans 100 mL d'eau Millipore. Cette solution est stable pendant une semaine seulement.

◊ Réactif B : Dans un ballon de 1000 ml, placé dans un bain d'eau froide, ajouter dans l'ordre (porter des gants) :

1- 500 ml d'eau déionisée ;

2- 7,5g de Molybdate d'ammonium ;

3- 0,14 g d'antimoine potassium tartrate ;

4- 88 ml d'acide sulfurique concentré ;

Compléter à 1000 ml et garder cette solution à 4 °C dans une bouteille ambrée.

◊ Réactif C : Mélanger dans un erlenmeyer (préalablement nettoyé par digestion ; compter 10 ml par échantillon pour la quantité à préparer) 4 parties de B et ajouter 1 partie de A. La solution est stable durant 4 heures seulement.

5. *Protocole analytique :*

1. Ouvrir le spectrophotomètre et ajuster la longueur d'onde à 885 nm en tapant 885 sur le clavier et en appuyant sur MAX λ. Appuyer sur START/STOP. Mettre le temps de lecture à une seconde.

2. Laisser réchauffer environ 15 minutes.

3. Pendant ce temps effectuer la réaction de colorimétrie : Ajouter 2 fois 4 ml du réactif C en brassant après chaque addition. Transpercer le papier d'aluminium avec un embout de pipette pour injecter le réactif C. Agiter et attendre 15 minutes pour que la couleur apparaisse.

4. Mettre de l'eau pure dans les deux cellules de 1 cm et faire le zéro en appuyant sur ZÉRO.

5. Mettre un étalon dans la cellule de 1 cm et prendre la lecture du signal. La teneur en P_t des échantillons à analyser sera déterminée à partir de cette concentration, la relation entre le P_t et l'absorbance étant linéaire entre 0 et 2 mg/L.

6. Déterminer le P_t des échantillons en les plaçant tour à tour dans la cellule de lecture et en lisant directement la valeur affichée. Rincer à l'eau pure la cellule entre chaque échantillon.

7. Repasser, à l'occasion, l'étalon d'origine ou tout autre étalon afin de vérifier l'exactitude de la lecture.

8. Fermer l'appareil lorsque terminé et bien rincer les cellules.

6. *Calculs et résultats :*

Les résultats sont lus directement, mais il faut tenir compte des facteurs de dilution, s'il y a lieu. On calcule les teneurs en P_t en reportant les valeurs sur la courbe des étalons.

ANNEXE 2 RÉSULTATS D'ANALYSE

Cette annexe présente les résultats analytiques des concentrations en nutriments mesurés à l'effluent et à l'affluent discutés aux chapitres 3, 4 et 5 (sections 5,1 et 5,3).

Données des concentrations en nutriments mesurés à l'effluent et à l'affluent qui sont présentées au Chapitre 3.

Tableau A Teneurs en nutriments à l'effluent dans le RBS A pendant la période d'acclimatation de la biomasse avec l'eau usée synthétique, février à novembre 1997

Date	Jour d'opération	CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT										
		DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	Pt	o-PO_4	MES	MVES	pH	Température
		mg/L	mg/L	mg N/L	mg N/L	mg N/L	mg P/L	mg P/L	mg/L	mg/L		Degré Celsius
1997-02-19	1	92,7	18,3	0,02	3,1	0,006	1,2	0,5	47,2	1,5	7,1	20,4
1997-02-20	2	125,0	14,3	0,04	3,0	0,002	0,8	0,6	536,0	49,6	7,2	20,6
1997-02-21	3	103,7	15,4	0,6			1,6	0,5	49,6	45,6	7,0	20,1
1997-02-24	6	87,2		2,1	7,2	0,003	1,1	1,0	9,6		7,1	19,1
1997-02-25	7	49,7	14,2	9,0	10,8	0,002	1,2		6,0	6,0	7,2	19,5
1997-02-26	8	41,3	8,6	1,6	3,9	0,004	0,9	0,4	7,4	6,8	7,1	20,1
1997-03-01	11		7,3	4,8	7,5	0,027	0,5	0,2	3,6	3,6	7,1	21,3
1997-03-03	13	54,2	7,4	3,8	6,2	0,003	0,6	0,2	3,6		6,9	20,0
1997-03-04	14	51,5	11,6	3,7	5,3	0,053	1,0	1,3			7,0	18,0
1997-03-05	15	46,0	8,3	3,2	1,8	0,050	0,6	0,2	6,8	6,6	7,0	21,4
1997-03-06	16								21,6	20,0		
1997-03-10	20	83,0	16,1	26,8	26,0	0,657		1,3	16,0	16,0	7,5	19,0

Date	Jour d'opération	CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT										
		DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	Pt	o-PO_4	MES	MVES	pH	Température
		mg/L	mg/L	mg N/L	mg N/L	mg N/L	mg P/L	mg P/L	mg/L	mg/L		Degré Celsius
1997-03-11	21	22,8	8,2		9,7	0,392		0,7	6,0	6,0	7,4	
1997-03-12	22	44,2	8,4	15,2	7,8	0,384	0,7	0,4	10,0	9,4	7,4	20,0
1997-03-13	23	30,5	7,9	7,5	4,0	1,488	0,5	0,3	5,2	5,0	7,6	20,0
1997-03-17	27	43,3	12,0	5,7	3,9	0,498	1,5	1,7	6,0	6,0	7,3	20,0
1997-03-18	28	18,5	6,3	1,7	0,2	0,024	0,8	0,3	3,2	3,2	7,1	20,0
1997-03-19	29	47,0	6,6	0,4	0,4	0,036	0,5		2,6	2,6		
1997-03-20	30	66,4	4,2	0,7	0,2	0,192	0,3	0,2	2,4	2,4	7,3	20,0
1997-03-21	31	93,9	3,3	1,4	0,6	1,331	1,3	0,6	5,2	4,2	7,1	18,8
1997-03-24	34	66,4	8,6	2,9	0,8	4,318		3,3	3,8	3,4	6,9	19,4
1997-03-26	36	120,3	13,1	4,7	2,1	3,334	12,4	6,7	2,8	2,8	7,1	21,2
1997-03-27	37	46,8	8,6	1,7	0,3	2,092	8,2	3,7	2,8	2,8	7,0	20,4
1997-03-29	39	55,6	12,0	3,0	2,9	2,856	10,9	6,8	9,0	8,4	6,8	20,3
1997-04-01	42	93,9	10,0	1,4	0,8	3,553	3,6	2,4	8,4	7,2	7,0	19,8
1997-04-02	43	14,2	9,8	0,1	0,4	2,884	1,4	1,3	5,0	4,6	6,9	19,6
1997-04-03	44	64,9	9,1	0,5	0,6	3,344	1,5	1,4	7,0	5,8	7,2	20,8
1997-04-04	45	0,0	8,1	0,6	1,0	4,370	7,0	3,5	11,8	8,8	7,3	20,9
1997-04-08	49	36,7	12,2	0,0	0,3	2,056	2,6	1,4	16,2	12,6	7,2	20,6
1997-04-10	51	19,8	18,4	1,1	0,4	4,820	3,4	1,5	20,8	15,8	7,2	20,6
1997-04-11	52	67,7		0,0	0,9	3,592	5,3	2,4	46,8	36,0	7,1	20,7
1997-04-14	55	107,3		20,2	15,4	3,352	6,2	3,5	66,4	49,6	7,1	21,5
1997-04-18	59	30,8	17,6	1,1	0,7	2,274	2,7	1,6	23,6	21,2	7,2	21,1
1997-04-22	63	48,8	32,7	11,3	12,9	1,788	2,4	1,4	18,4	17,6	7,3	21,1
1997-04-23	64	126,4		7,1	7,1	2,475	2,7	1,6	8,8	7,6	7,1	20,8
1997-04-24	65	42,8	16,7	4,8	5,0	3,020	1,9	1,8	13,6	10,8	7,2	21,0
1997-04-25	66	9,8		3,9	3,6	3,662	2,5	0,8	20,0	16,0	7,0	21,0

Date	Jour d'opération	CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT										
		DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	Pt	o-PO_4	MES	MVES	pH	Température
		mg/L	mg/L	mg N/L	mg N/L	mg N/L	mg P/L	mg P/L	mg/L	mg/L		Degré Celsius
1997-04-29	70	206,3		9,4	14,0	3,571	0,7	3,1	30,4	23,6		
1997-04-30	71	37,8	8,0	7,0	10,7	0,018	2,3	1,4	2,0	2,0	6,8	21,5
1997-05-02	73	28,9	8,3	11,7	18,8	6,276	1,4	1,0	2,8	2,4	6,8	20,2
1997-05-06	77	82,0	12,9	8,9	18,2	0,278	2,5	1,4	0,8	0,8	7,1	21,1
1997-05-11	82	337,2	47,2	7,2	9,4	0,015	3,7	3,1	21,2	20,4	6,6	22,1
1997-05-12	83	0,0		0,8	0,3	0,324	1,0	0,2	5,6	5,6	7,1	20,6
1997-05-14	85	2,6		0,4	0,1	0,002	0,2	0,3	0,8	0,8	7,3	20,9
1997-05-16	87	0,0	15,2	0,6	0,4	2,840	0,4	0,4	1,2	1,2	7,3	21,0
1997-05-21	92	18,6	15,4	0,7	0,5	4,507	4,4	4,5	0,4		7,2	20,9
1997-05-23	94	0,0	12,0	0,3	0,1	3,036	5,2	4,3	3,2			
1997-05-26	97	38,3		0,2	0,1	3,380	3,7	2,7			7,3	20,5
1997-05-29	100	31,9	22,6	0,5	0,5	5,480	8,9	3,1			7,2	21,0
1997-06-03	105	45,2	18,9	1,0	1,1	3,900	12,3	5,3	41,0	37,5	7,2	22,0
1997-06-05	107	31,9		0,5	0,5	2,450	10,9	5,0	21,8	19,5	7,4	21,2
1997-06-07	109	61,8		1,0	2,4	0,590	13,2	4,9	210,0	181,0	7,3	21,4
1997-06-10	112	61,8	24,5	2,7	0,8	5,900	12,4	5,1			7,2	21,2
1997-06-11	113	88,2		2,4	2,7	3,360	13,0	2,0			7,2	20,0
1997-06-12	114	48,5		1,6	1,1	3,550	12,6	4,1			7,3	21,4
1997-06-16	118	35,2		2,1	2,0	9,400	15,6	5,4	67,5	57,5	7,3	21,6
1997-06-17	119	18,6	29,4	1,2	1,0	6,620	11,3	4,4	53,8	47,5	7,4	21,8
1997-06-19	121	8,6		0,5	0,5	1,300	8,5	5,8	38,0	35,0	7,5	21,2
1997-06-23	125	28,6	18,2	0,5	0,7	9,170		9,0	44,0	37,0	7,5	21,3
1997-06-26	128	5,2		0,3	0,8	6,100	11,7	7,1				
1997-06-30	132	21,9	18,5	0,6	1,6	7,030	10,4	7,1				
1997-07-02	134	8,6	15,7	0,5	1,2	8,460	4,2	4,8			7,2	

Date	Jour d'opération	CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT										
		DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	Pt	o-PO_4	MES	MVES	pH	Température
		mg/L	mg/L	mg N/L	mg N/L	mg N/L	mg P/L	mg P/L	mg/L	mg/L		Degré Celsius
1997-07-03	135	0,0		0,4	0,6	8,960	9,3	6,0			7,2	20,8
1997-07-08	140	0,0	25,2	0,4	0,6	6,480	3,2	2,8	30,0	28,1	7,5	21,3
1997-07-10	142	0,0		0,4	0,7	4,930	6,0	8,3	21,5	19,0	7,3	21,6
1997-07-11	143	0,0		0,4	1,7	4,320	4,2	3,0	28,4	25,6	8,0	20,8
1997-07-12	144	0,0		0,4	0,7	9,350	4,3	4,6	28,7	28,0	7,3	22,8
1997-07-14	146	0,0		0,4	1,3	5,470	4,9	4,7	34,0	30,8	7,4	21,5
1997-07-17	149	0,0		0,4	0,8	6,270	2,2	0,8	37,5	33,1	7,0	21,4
1997-07-20	152	0,0		0,3	0,9	11,550	3,9	2,3	50,9	39,1	7,1	21,7
1997-07-21	153	0,0		0,4	2,2	11,360	30,2	8,5	43,1	34,8	6,9	21,3
1997-07-23	155	55,1		0,4	1,0	10,940	21,9	10,7			6,8	21,7
1997-07-28	160	0,0		0,3	0,5	6,980	5,4	4,6	21,6	18,8	7,3	21,6
1997-08-04	167	0,0		0,3	0,4	8,510	2,1	1,1	22,1	20,0	7,5	21,2
1997-08-07	170	60,2	54,4	0,2	0,5	12,100	0,4	0,1	15,6	15,6	7,3	20,9
1997-08-11	174	96,2		0,2	0,5	11,200	1,1	0,7	22,8	20,4	7,0	21,8
1997-08-14	177	18,8		0,2	0,1	7,510	3,9	4,9	13,6	12,4		21,5
1997-08-18	181	32,5		0,2	0,5	11,890	4,2	5,0				
1997-08-22	185	49,1	26,6	0,3	0,5		10,1	10,3	17,6	15,6	7,4	22,4
1997-08-26	189	38,0		0,2	0,4	11,050	0,5	0,4			7,4	21,8
1997-09-02	196	7,8	41,4	0,2	0,5	10,550	2,1	2,6				
1997-09-08	202	5,1	14,2	0,1	0,4	4,610	3,8	4,5			7,3	21,8
1997-09-15	209	149,4	12,3	0,1	0,7	12,400	14,8	17,1	42,7	38,0	7,3	22,4
1997-09-22	216	63,2	23,9	0,3	0,6	9,240	9,4	8,8	35,6	31,2	7,4	22,2
1997-09-30	224	165,3	44,7	0,6	0,2	6,080	18,8	18,0	29,6	27,2	7,6	21,6
1997-10-06	230	359,7	17,6	0,7	0,2	5,320	11,5		30,8	28,4	7,5	21,2
1997-10-14	238	416,9	40,3	0,7	0,2	0,660	1,5	1,1	30,0	25,0	7,4	21,5

Date	Jour d'opération	CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT										
		DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	Pt	o-PO_4	MES	MVES	pH	Température
		mg/L	mg/L	mg N/L	mg N/L	mg N/L	mg P/L	mg P/L	mg/L	mg/L		Degré Celsius
1997-10-20	244	112,9	19,5	0,6	0,2	5,760	0,8	0,6	30,0	25,2	7,5	22,2
1997-10-24	248	308,6	17,5	0,6	0,2	4,020	0,3	0,2	16,4	14,0	7,5	20,0
1997-11-05	260			0,3	0,0	0,000	0,2		9,6	8,0	7,5	21,4
1997-11-07	262	108,5	24,9	0,3	0,1	0,000	0,2	1,5	3,6	3,6	7,7	20,0
1997-11-11	266	22,8	9,9	0,4	0,0	0,073	0,1	1,0	2,4	2,0	7,5	21,0
1997-11-12	267	74,9				0,298		0,1				
1997-11-13	268	68,8				2,532						
1997-11-14	269	47,3	14,7	0,3	0,1	1,980	0,2	0,2	4,0	4,0	7,5	21,0
1997-11-17	272	69,8	24,8	2,1	2,0	5,852	0,1	0,1	2,4	2,4	7,6	20,7
1997-11-18	273	49,0	16,5	0,3	1,2	0,019	0,3	0,4	6,4	5,6	7,7	20,6

Tableau B **Teneurs en nutriments à l'affluent dans le RBS A pendant la période d'acclimatation de la biomasse avec l'eau usée synthétique, février à novembre 1997**

Date	Jour d'opération	CARACTÉRISTIQUES DE L'AFFLUENT											
		DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	Pt	o-PO_4	Alcalinité	MES	MVES	pH	Température
		mg/L	mg/L	mg N/L	mg N/L	mg N/L	mg P/L	mg P/L	mg $CaCO_3$/L	mg/L	mg/L		Degré Celsius
1997-02-21	3	573,6	204,5	30,1	5,7	0,010	9,5	4,0	162,2	20,0	14,0	6,8	9,1
1997-02-24	6	521,1	235,5	25,3	10,1	0,047	6,4	3,9	146,1	72,5	58,5	6,8	10,3
1997-02-25	7	574,1	277,0	29,6	5,9	0,035	6,3	3,2	120,7				16,6
1997-03-01	11	457,4	178,0	28,5	6,3	0,004	6,1	4,1	105,2	8,4	6,4	6,7	20,8
1997-03-04	14	882,9	379,0	32,9	10,8	0,007	5,9	3,4	129,7			6,9	20,0
1997-03-05	15	694,1	308,5	38,3	12,8	0,006	5,6	3,0	87,4				
1997-03-07	17	390,0		12,8	6,2	0,021	4,0	1,1	89,4			6,0	22,0
1997-03-10	20	593,2	317,5	30,0	1,2	0,017	5,6	9,1	84,5			7,1	21,4
1997-03-11	21	707,3											
1997-03-12	22	799,2	232,5	16,2	5,6	0,021	5,6	6,2	108,1			7,0	12,0
1997-03-13	23	690,1		16,2	6,9	0,016	8,6	6,0	110,0			7,3	18,0
1997-03-17	27	716,2	242,0	9,9	11,1	0,023	5,5	5,9	134,8			7,0	9,0
1997-03-19	29	533,7	151,0	14,1	5,2	0,016	4,4	4,7	91,1				
1997-03-20	30	548,7	119,5	14,5	5,9	0,028	7,1	2,5	140,7			7,1	18,0
1997-03-21	31	827,6	110,5	21,0	7,6	0,019	14,4	8,7	87,8			6,4	7,4
1997-03-24	34	1398,2	479,5	30,5	7,0	0,027	17,1	11,3	93,8			6,3	16,0
1997-03-27	37	1231,9	280,5	33,7	10,5	0,013	13,8	8,5	206,5			6,6	7,1
1997-03-29	39	1096,6	257,0	28,8	10,6	0,003	13,5	16,8	148,7			6,5	9,0
1997-04-01	42	899,6	311,5	26,2	8,5	0,014	12,9	16,4	141,6			6,4	7,0
1997-04-04	45	563,2	87,0	14,5	11,6	0,017	8,9	6,3	186,2			6,7	10,6
1997-04-07	48	1302,5	348,5	17,5	10,6	0,411	10,8	8,3	158,0			7,0	16,0

Date	Jour d'opération	CARACTÉRISTIQUES DE L'AFFLUENT											
		DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	Pt	o-PO_4	Alcalinité	MES	MVES	pH	Température
		mg/L	mg/L	mg N/L	mg N/L	mg N/L	mg P/L	mg P/L	mg $CaCO_3$/L	mg/L	mg/L		Degré Celsius
1997-04-09	50	776,9	255,5	36,9	8,3	0,007	11,3	7,3	183,9			6,9	17,5
1997-04-11	52	732,8		32,7	10,0	0,008	10,2	6,5	180,2			6,5	8,9
1997-04-14	55	800,6		35,4	11,2	0,012	11,1	7,4	160,7			6,7	9,8
1997-04-16	57	865,7	224,5	28,1	11,1	0,008	11,1	7,5	168,5			6,6	12,0
1997-04-18	59	1513,35		20,2	7,2	0,024	6,7	4,8	171,6			7,0	9,0
1997-04-21	62	1051,2	221,0	41,8	13,5	0,010	11,0	8,1	148,7			6,8	14,0
1997-04-23	64	1064,8	87,5	41,1	12,9	0,015	19,0	11,0	171,6			6,6	14,0
1997-04-26	67	985,9		57,1	11,2	0,036	14,6	8,1	132,3				
1997-04-29	70	2245,13	475,5	31,9	15,3	0,027	10,8	7,6	50,1			6,8	9,0
1997-05-01	72	413,0	60,0	17,5	18,1	0,004	7,9	6,3	64,4				
1997-05-05	76	946,4	131,0	7,7	9,6	0,004	7,7	7,0	139,3			6,7	20,3
1997-05-09	80	972,1	233,5	24,6	8,4	0,012	8,4		137,0			5,3	21,7
1997-05-11	82	298,5		39,8	17,1	0,012	8,5	10,3				6,7	20,4
1997-05-13	84	385,5		23,0	10,9	0,004	9,2	11,6	114,4			6,8	20,2
1997-05-15	86	456,3	86,5	13,1	3,1	0,005	7,5	10,3	78,7			5,9	21,1
1997-05-20	91	716,5	292,0	22,3	11,4	0,003	9,0	11,3	123,3			6,8	20,3
1997-05-22	93	722,9	168,0	28,8	15,1	0,002	7,1	10,8					
1997-05-25	96	846,7	51,9	22,4	4,0	0,005	8,2	7,4	169,0				
1997-05-28	99	694,4	127,5		4,9	0,014		10,9	117,3			6,7	21,3
1997-06-02	104	358,9	61,0	19,3	6,0	0,000	22,3	10,6	110,7			6,6	21,0
1997-06-04	106	780,1		23,5	5,5	0,012	11,0	7,4	127,3			6,6	21,0
1997-06-06	108	738,6		8,9	4,1	0,012	7,8	6,8	124,0			6,7	21,4
1997-06-09	111	399,8	68,5	24,5	1,4	0,000	11,6	10,2	126,4			6,9	21,2
1997-06-10	112	505,5		14,0	1,8	0,000	11,5	7,8	105,2			5,7	21,2
1997-06-11	113	708,8		25,2	7,8	0,000	12,5	5,6	155,2			6,8	21,1

Date	Jour d'opération	CARACTÉRISTIQUES DE L'AFFLUENT											
		DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	Pt	o-PO_4	Alcalinité	MES	MVES	pH	Température
		mg/L	mg/L	mg N/L	mg N/L	mg N/L	mg P/L	mg P/L	mg $CaCO_3$/L	mg/L	mg/L		Degré Celsius
1997-06-15	117	247,6	43,0	8,1	2,1	0,000	19,3	11,9	147,0			6,3	21,6
1997-06-16	118	868,2		13,3	8,1	0,000	9,5	7,4	176,7			6,8	21,3
1997-06-18	120	530,1		21,6	7,4	0,000	20,9	14,0	141,7			6,4	20,9
1997-06-22	124	639,7	45,0	12,2	3,2	0,000	10,7	12,7	128,8			5,9	21,6
1997-06-29	131	221,8	43,0	16,6	3,8	0,000	17,3	14,0	140,6				
1997-07-01	133	434,2	109,5	5,5	9,0	0,000	17,6	13,3	75,2			5,2	
1997-07-02	134	390,4		9,2	4,5	0,000	15,0	12,9	128,4			5,7	21,4
1997-07-07	139	1037,3	127,5	41,1	6,1	0,023	27,5	10,4	267,7			5,7	20,9
1997-07-09	141	979,3		30,2	5,5	0,023	19,6	10,2	241,5			6,2	20,4
1997-07-10	142	974,0		28,7	2,6	0,023	20,7	9,4	270,1			5,4	20,4
1997-07-11	143	874,1		27,6	3,9	0,023	19,9	10,3	70,8			5,0	22,1
1997-07-13	145	773,2		35,7	4,1	0,023	31,6	11,6	269,0			5,8	21,2
1997-07-16	148	908,1			4,1	0,023	19,0	11,1	251,5			6,3	21,0
1997-07-19	151	902,5		37,1		0,023	25,3	10,8	106,0			4,7	21,3
1997-07-20	152	839,3		29,8	3,9	0,023	23,1	9,4	285,1			5,9	20,8
1997-07-22	154	266,8		7,3	2,1	0,023	19,7		321,9			5,6	21,2
1997-07-25	157	902,5		36,6	7,1	0,023	28,1	12,4	97,2				
1997-07-27	159	899,6		32,4	7,9	0,023	24,4	10,9	184,0			5,6	20,9
1997-08-03	166	606,7		20,4	3,1	0,023	6,4	2,7	292,9			5,7	21,3
1997-08-06	169	954,2	104,5	20,0	6,3		7,9	4,9	180,9			6,8	20,6
1997-08-10	173	721,9		23,5	6,1	0,023	22,7	9,6	191,6			5,6	20,0
1997-08-13	176	942,2	139,0	19,1	4,8		14,3	17,7	202,3			5,5	20,6
1997-08-17	180	368,7		7,5	11,2		16,5	13,6	177,2				
1997-08-21	184	509,1	75,5	19,1	4,7		20,8	20,6	220,4			7,0	21,9
1997-08-25	188	323,3		9,6	5,5		26,9	18,6	188,6			6,5	21,7

Date	Jour d'opération	CARACTÉRISTIQUES DE L'AFFLUENT											
		DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	Pt	o-PO_4	Alcalinité	MES	MVES	pH	Température
		mg/L	mg/L	mg N/L	mg N/L	mg N/L	mg P/L	mg P/L	mg $CaCO_3$/L	mg/L	mg/L		Degré Celsius
1997-09-01	195	430,3	95,5	17,2	8,3		26,3	20,9	181,2			6,4	20,0
1997-09-05	199	649,8	110,5				26,0	23,6	148,6				
1997-09-08	202	856,4	203,0	18,0	6,9		37,3	25,6	127,4				
1997-09-09	203	950,0					25,3	23,4					
1997-09-10	204	1038,7					46,5	21,8					
1997-09-12	206		193,5						116,4				
1997-09-15	209	866,2	189,0	17,2	9,4		30,2	26,2	43,0				
1997-09-22	216	725,2	213,5	16,4	4,3		26,6	20,6	82,1				
1997-09-30	224	847,9	356,5	17,8	10,1		21,9	20,7	117,7			6,6	21,5
1997-10-06	230	1453,1	203,0	33,5	5,4		32,6	19,4	123,4				
1997-10-08	232						26,7		339,3				
1997-10-10	234						25,3		176,6				
1997-10-14	238	317,6	85,0	22,0	10,1		22,1	23,2	88,7				
1997-10-20	244	588,3	138,0	24,1	5,0		29,7	22,3	150,0				
1997-10-24	248	834,8	166,0	28,7	6,3		28,8	22,9	101,0				
1997-11-03	258		981,9	96,5	25,1	néglig.	9,3	10,7	248,0	13,7			
1997-11-05	260			16,8	3,9	néglig.	12,6		222,1			6,4	21,5
1997-11-07	262	929,0	215,5	13,7	3,6	néglig.	19,8	15,8	161,0			5,6	20,7
1997-11-11	266	865,0	294,5	28,2	10,9		26,2	25,2	79,9				
1997-11-12	267	879,7		9,2	3,0	néglig.	22,0	22,6	134,4				
1997-11-13	268	492,3						20,2	230,7				
1997-11-14	269	750,8	161,5	24,4	10,3	néglig.	23,1	21,6	133,1				
1997-11-17	272	806,0	127,0	15,9	5,0	néglig.	24,7	22,9	147,0				
1997-11-18	273	1340,0	339,0	23,1	12,2	néglig.	28,5	29,6	149,3				

Données des concentrations en nutriments mesurés à l'effluent et à l'affluent qui sont présentées au Chapitre 4.

Tableau C Teneurs en nutriments à l'effluent dans les RBS A et B pendant les tests de l'effet du temps de rétention des solides sur l'enlèvement des nutriments avec une eau usée synthétique, novembre 1997 à janvier 1998

Jour d'opération	CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT										
	DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	P_t	o-PO_4	MES	MVES	pH	Temp.
	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L		°C
1	63,82		2,54	3,12	3,66	41,31					
2	100,17	9,40	0,42	0,00	1,04	35,98	28,14	4,00	4,00	7,60	20,50
4	16,02		1,20	0,88	2,74	33,26	25,61				
5	16,02	32,70	0,43	0,00	1,55	48,39	22,50	6,80	6,00	7,60	20,40
8	84,60	24,10	4,44	5,14	4,25	45,90	38,82	11,60	10,40	7,90	20,80
9	16,02		0,93	1,30	2,20	33,19	14,52			7,80	21,20
10	9,78		0,40	0,00	3,22	9,46	2,77	10,00	9,60	7,70	21,40
12	72,14	27,90	0,89	0,24	2,29	5,16	1,56	13,60	12,80	7,90	21,80
15	90,83	28,50	0,43	0,88	0,48	11,01	5,32	23,20	20,80	7,70	20,70
16	40,98		0,92	0,24	5,54	14,53	6,18	14,40	13,20		
18	34,74		0,98	1,29	3,19	10,04	9,82			7,40	20,00
19	51,66	5,35	0,32	0,08	1,61	14,61	7,28	18,80	17,20	7,60	20,70
22	48,55	37,90	0,38	0,08	0,00	6,70	2,12	12,00	11,60	7,78	
24			0,45	0,08	2,31	2,69	4,85			7,54	21,10
26	51,66	13,80	0,65	0,12	0,33	4,75	3,17	42,60	37,20	7,74	19,40
27	87,71	35,60	0,30	0,00	0,30	44,76	33,78	3,60	3,60	7,70	20,50
29	9,78		2,81	3,31	5,58	44,02	33,78				
33	19,14	16,00	1,59	1,92	8,69	44,56	30,84	15,60	13,60	7,70	20,60
35	97,05		0,37	0,00	0,00	46,98	19,27	12,80	11,60	7,70	21,40
37	90,33	37,00	0,36	0,63	3,76	25,81	9,47	8,80	8,00	7,95	21,70
40	97,05	45,60	0,40	0,24	0,00	19,92	3,42	10,00	9,60	7,74	21,10
41	115,72		0,34	0,24	0,08	35,79	2,19	7,20	7,20		
43	25,38		1,70	0,27	7,07	17,94	18,26			7,60	21,00
44	1,88	3,45	0,40	0,07	2,41	24,44	12,77	9,20	9,20	7,60	20,70
47	8,10	33,80	1,03	0,53	4,32	26,74	14,02	22,00	20,40	7,75	
49	20,55		0,37	0,20	4,57	32,81	18,30			7,60	21,20

Jour d'opération	CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT										
	DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	P_t	o-PO_4	MES	MVES	pH	Temp.
	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L		°C
51	42,33	17,60	0,64	0,46	3,09	17,24	14,99	30,40	26,80	7,60	20,70
53			0,29	0,00	0,00	0,24		9,60	8,00	7,50	21,40
55	108,51	24,85	0,29	0,06	0,00	0,17	1,52	3,60	3,60	7,70	20,00
59	22,79	9,90	0,43	0,05	0,07	0,11	1,03	2,40	2,00	7,50	21,00
60	74,89				0,30		0,10				
61	68,77				2,53						
62	47,33	14,70	0,33	0,07	1,98	0,19	0,24	4,00	4,00	7,50	21,00
65	69,76	24,80	2,10	1,96	5,85	0,11	0,08	2,40	2,40	7,60	20,70
66	48,99	16,45	0,28	1,22	0,02	0,33	0,36	6,40	5,60	7,66	20,60
69	203,76	32,90	0,44	0,00	0,00	7,78	5,63	4,00	4,00	7,43	20,60
72			3,08	3,57	5,72	29,25	28,80				
73	33,00	44,46	1,34	0,31	0,01	4,35	3,32	48,00	40,40	7,72	20,70
76	29,00	21,18	3,35	2,85	5,84	1,60	1,33	27,20	23,60	7,40	19,20
78	15,90		0,36	0,07	0,00	0,73	0,51			7,56	21,20
80	82,74	44,76	1,62	1,90	7,83	5,81	3,92	20,80	17,60	7,40	19,70
83	18,03	52,44		0,13	0,44		3,06				
84	66,79	14,50	0,38	0,04	0,00	0,07	0,08	8,80	8,40	7,70	21,00
85	90,55		0,45	0,11	0,00	0,12	1,32				
87	102,40	18,05	0,41	0,06	0,00	0,28	0,53	3,20	3,20	7,60	20,80
90	51,95	20,35	1,35	1,23	3,51	0,10	0,09	3,20	3,20	7,80	20,80
91	54,92	23,10	0,29	0,08	0,23	0,20	0,18	2,40	2,40	7,60	20,30
94	48,99	35,40	0,33	0,00	0,00	13,68	12,62	6,40	5,60	7,46	20,80
99	67,20	23,20	1,01	0,45	0,92	15,21	13,33	52,00	48,67	7,75	21,10
103	26,77		1,05	0,80	7,80	28,02	22,76	105,00	91,00	7,75	21,40
111	26,77		1,12	0,98	9,47	25,16	21,34	99,00	91,00	7,70	21,20
113	36,11	31,40	1,45	1,35	9,59	22,68	18,37	171,11	151,11	7,70	19,90
115	0,00		0,51	0,07	6,90	17,74	16,28			7,60	20,70
117	39,22	48,84	2,48	0,80	0,63	14,61	12,03	69,33	61,33	7,74	21,50
120	50,10	16,68	0,53	0,18	9,53	17,64	14,30	67,33	60,67		
122	23,80		0,60	0,07	0,54	5,44	3,72			7,65	21,80
124	188,30	48,72	0,87	0,48	13,43	13,42	7,71	115,33	98,67	7,80	20,80
127	23,76	28,74		0,27	8,46		15,84				

Tableau D Teneurs en nutriments à l'affluent dans les RBS A et B pendant les tests de l'effet du temps de rétention des solides sur l'enlèvement des nutriments avec une eau usée synthétique, novembre 1997 à janvier 1998

Jour d'opération	CARACTÉRISTIQUES DE L'AFFLUENT									
	DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	P_t	o-PO_4	Alcalinité	pH	Temp.
	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg $CaCO_3$/L		°C
1	862,87		14,75	5,984		40,77	34,36	317,746		
2	1068,9	248	24,61	12,079		37,82	33,74	214,357	6,85	19,7
4	2030,82		11,81	7,823		91,02	56,44	390,104		
5	1029,61	290	29,72	12,145		38,15	47,33	224,081	6,9	21
8	2095	293	28,57	7,797		58,6	29,85	406,406	7,2	20,4
9	1065,88		28,45	10,727		53,69	32,85	218,218	7,1	20,8
10	1008,44		30,91	9,165		41,59	34,25	197,912	6,4	21,7
12	2049,16	163,5	36,39	5,37		46,83	33,56	328,471	7,5	21,1
15	661,65	203	24,97	3,64		21,01	17,55	170,742	5,6	21
16	987,25		38,03	11,175		27,91	21,31	223,652		
18	542,15		8,87	5,357		40,5	16,68	236,093	6,7	22,5
19	856,8	274	32,52	7,807		27,71	19,35	190,19	7	20,1
22	648,31	168	21,28	3,573		46,83	13,71	187,902	6,1	
24	875,25		40,29	15,597		53,18		210,353	6,82	20
26	509,82	164	16,47	4,347		36,67	13,94	154,011	5,6	18,6
27	1068,9	248	24,61	12,079		37,82	33,74	214,357	6,85	19,7
29	2030,82		11,81	7,823		91,02	56,44	390,104		
30	1029,61		29,72	12,145		39,61	47,33	224,081	6,9	21
33	2095	293	28,57	7,797		58,6	29,85	406,406	7,2	20,4
34	1065,88		28,45	10,727		53,69	32,85	218,218	7,1	20,8
35	1008,44		30,91	9,165		41,59	34,25	197,912	6,4	21,7
37	2049,16	163,5	36,39	5,37		46,83	33,56	328,471	7,5	21,1
40	661,65	203	24,97	3,64		21,01	17,55	170,742	5,6	21
41	987,25		38,03	11,175		27,91	21,31	223,652		
43	542,15		8,87	5,357		40,5	16,68	236,093	6,7	22,5
44	856,8	274	32,52	7,807		27,71	19,35	190,19	7	20,1
47	648,31	168	21,28	3,573		46,83	13,71	187,902	6,1	
49	875,25		40,29	15,597		53,18		210,353	6,82	20
51	509,82	164	16,47	4,347		36,67	13,94	154,011	5,6	18,6

Jour d'opération	CARACTÉRISTIQUES DE L'AFFLUENT									
	DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	P_t	o-PO_4	Alcalinité	pH	Temp.
	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg $CaCO_3$/L		°C
53			16,81	3,92		12,55		222,079	6,44	21,5
55	929,01	215,5	13,65	3,59		19,84	15,78	161,018	5,6	20,7
59	865,01	294,5	28,2	10,89		26,24	25,18	79,937		
60	879,72		9,225	2,983		21,96	22,56	134,42		
61	492,27						20,2	230,659		
62	750,8	161,5	24,37	10,28		23,1	21,57	133,133		
65	805,98	127	15,93	4,96		24,72	22,92	147,004		
66	1339,95	339	23,145	12,23		28,53	29,59	149,292		
69	904,35	274	32,791	8,956		56,3	22,32	106,106	6,87	20,3
72	862,87		14,75	5,984		40,77	34,36	317,746		
73	546,79	70	12,39	4,028		22,44	18,39	190,476	6,07	21,1
76	597,3	57	19,45	9,829		14,41	12,01		6,85	16,8
78	716,6		16,64	6,743		11,72	9,27		5,3	21,6
80	475,91	39	12,58	12,766		19,4	13,58		7,2	20,1
83	830,9	142		9,874			21,54			
84	865,01	294,5	28,2	10,89		26,24	25,18	79,937	5,4	20,1
85	879,72		9,225	2,983		21,96	22,56	134,42		
86	492,27						20,2	230,659		
87	750,8	161,5	24,37	10,28		23,1	21,57	133,133	6,3	20,4
90	805,98	127	15,93	4,96		24,72	22,92	147,004	5,6	21
91	1339,95	339	23,145	12,23		28,53	29,59	149,292	6,63	19,6
94	904,35	274	32,791	8,956		56,3	22,32	106,106	6,87	20,3
99	706,67	281	24,51	3,432		42,59	16,58	280,423	6,3	22,7
103	395,66		5,78	1,785		30,42	16,79	201,63	6,8	20,6
111	386,39		11,34	3,813		50,27	12,72	164,021	6,7	20,2
113	911,96	256,5	17,06	6,710		29,09	23,64	162,448	5,49	21,2
115	893,61		18,16	9,286		24,39	10,36	168,168	6,65	19,7
117	546,79	70	12,39	4,028		22,44	18,39	190,476	6,07	21,1
120	597,3	57	19,45	9,829		14,41	12,01		6,85	16,8
122	716,6		16,64	6,743		11,72	9,27		5,3	21,6
124	475,91	39	12,58	12,766		19,4	13,58		7,2	20,1
127	830,9	142		9,874			21,54			

Données des concentrations en nutriments mesurés à l'effluent et à l'affluent qui sont présentées au Chapitre 5, section 5,1.

Tableau E Teneurs en nutriments à l'effluent dans le RBS C pendant la période d'acclimatation de la biomasse avec l'eau usée de l'usine Agrinove et étude de la faisabilité du traitement selon le stade du pré-traitement de l'eau usée industrielle échantillonnée, janvier 1998 à juin 1998

Date	Batch d'EU de l'usine Agrinove	Jour d'opération	CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT										
			DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	P_t	o-PO_4	MES	MVES	pH	Temp.
			mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L		°C
22-01-1998	1	1											
23-01-1998	1	2			0,79	0,18		6,98	7,20			7,6	20,9
26-01-1998	1	5	61,36		0,32	1,29	4,460	0,61	0,11	6,8	6,8	8,0	20,2
27-01-1998	1	6	52,63		0,51	1,00	3,030	0,35	0,02			7,9	20,9
29-01-1998	1	8	55,54	49,74	0,88	0,52	4,630	0,45	0,00	22,8	16,8	8,0	20,5
30-01-1998	1	9	76,00		1,17	0,33	4,290	0,49	0,00			8,1	21,2
02-02-1998	1	12	58,45		1,04	0,24	6,290	0,30	0,00	23,0	18,3	7,9	21,1
03-02-1998	1	13	20,89	66,78	1,12	0,17	4,570	0,28	0,01			7,9	20,5
04-02-1998	1	14	35,26		0,92	0,16	5,100	0,23	0,00				
06-02-1998	1	16	67,20	70,68	1,52	0,19	5,280	0,35	0,00	15,6	12,4	7,9	21,1
08-02-1998	1	18	38,15		1,12	0,16	6,940	0,46	0,00			8,3	20,5
09-02-1998	1	19	58,45		0,99	0,24	4,510	0,30	0,01	20,0	14,8	8,5	20,3
11-02-1998	1	21	81,88		1,18	0,29	2,690	0,53	0,07	32,8	30,8	8,5	20,9
13-02-1998	2	23	52,60		1,60	0,42	1,920	1,13	0,19			8,5	20,7
16-02-1998	2	26	49,60		0,86	0,56	4,950	0,99	0,37	32,0	25,6	8,0	20,9
17-02-1998	2	27	55,70	39,90	1,01	0,46	6,990	0,97	0,32			8,3	20,2
18-02-1998	2	28	76,85		0,39		1,950	1,17	0,31				
24-02-1998	2	34	55,70	112,74	0,20	0,58	2,340	0,40	0,15	8,0	6,4	7,4	
26-02-1998	2	36	88,95		0,56	10,52	0,000	1,11	0,66				
02-03-1998	2	40	197,80		1,66	70,20	0,000	3,27	1,46	117,0	69,0	8,1	20,3
03-03-1998	2	41	149,40	180,54	1,42	65,00	0,000	2,77	1,22			8,0	21,1
09-03-1998	2	47	80,5	20,02	0,287	1,002	8,336	0,87	0.6	64,8	44,0	8,3	19,7
11-03-1998	2	49	72		0,36	0,676	3,257	0,84	0,45			8,2	18,3
13-03-1998	2	51	54,9		0,262	0,49	2,220	0,57	0,21	13,2	10,8	8,38	18,2

Date	Batch d'EU de l'usine Agrinove	Jour d'opération	CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT										
			DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	P_t	o-PO_4	MES	MVES	pH	Temp.
			mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L		°C
17-03-1998	2	55	143,9	20,3	1,115	1,006	7,122	4,07	1,43	183,6	122,4	8,6	18,9
19-03-1998	2	57	72		0,287	0,601	6,149	0,55	0,08			8,6	20,8
20-03-1998	2	58	54,9		0,653	0,575	10,510	1,79	1,08	13,91	11,74	8,6	20,5
23-03-1998	3	61	127,1		1,118	1,577	24,660	2,53	1,7			8,7	20,3
24-03-1998	3	62	80,5	54,5	62,9	46,735	0,000	10,3	6,73	103,0	89,5	8,6	20,2
27-03-1998	3	65	504,6		79	85,9	8,030	66,14		103,8		8,6	19,6
07-04-1998	3	76	99,3	20,25	1,44	0,52	16,650	6,8	3,38	21,0	21,0	8,0	20,8
14-04-1998	3	83	99,3	21,45	0,81	0,457	21,450	1,93	1,46	29,1	26,4	8,0	21,6
21-04-1998	3	90	44,5		1,22	0,336	17,32	15,16	8,55	27,2	21,6	8,2	20,3
24-04-1998	3	93	57,4		0,81	0,41	11,27	6,95	3				
28-04-1998	3	97	60,6	20,25	1,45	0,5	8,76	6,01	5				
30-04-1998	4	99	38,7		0,93	0,32	24,34	4,96	2,38				
05-05-1998	4	104	81,1	15,75	0,21	0,22	54,970	4,03	2,19	14,0	14,0	8,2	20,8
07-05-1998	4	106	84,6		0,19	0,23	40,240	2,52	2,18				
12-05-1998	4	111	98,5	18,33	0,28	0,28	64,250	5,02	1,77	27,2	26,4	8,2	21,2
14-05-1998	4	113	84,6		0,24	0,26		4,54	2,4			8,1	21,1
19-05-1998	4	118	83,8	18,45	0,32	0,22	76,320	3,85	1,79	25,0	25,0	8,3	20,3
21-05-1998	4	120			0,45	0,16	84,070	5,29	2,86				
25-05-1998	4	124	67,7		0,22	0,09	56,120	1,81	1,005	13,2	13,2		
28-05-1998	4	127	48,8		0,19	0,11	61,810	1,73	1,15				
30-05-1998	5	129	55,1		0,13	0,02	1,110	0,72	0,13				
01-06-1998	5	131	80,2	11,2	0,13	0,03	2,180	0,37	0,009	6,0	4,4	8,4	19,7
04-06-1998	5	134	87,7		0,71	0,3	15,030	1,54	0,44				
08-06-1998	5	138	235,9	29,25	3,47	0,16	6,200		0,09	24,0	19,2	8,7	20,7
10-06-1998	5	140	81,9		0,32	0,07	6,180	1,25	0,027				
12-06-1998	5	142	58,7		0,26	0,01	9,620	0,63	0,009				
15-06-1998	5	145	44,2	8,35	0,03	0,05	6,750	0,34	0,02	8,0	4,8	8,5	20,0
16-06-1998	5	146	48,8		0,03	0,05	2,430	0,34	0,009				
19-06-1998	5	149	39,4		2,49	0,01	1,560	0,091	0,009			8,5	20,4
22-06-1998	5	152	35,7	5,85	0,36			0,066		2,8	2,4	8,5	20,5

Tableau F Teneurs en nutriments à l'affluent dans le RBS C pendant la période d'acclimatation de la biomasse avec l'eau usée de l'usine Agrinove et étude de la faisabilité du traitement selon le stade du pré-traitement de l'eau usée industrielle échantillonnée, janvier 1998 à juin 1998

Date	Batch d'EU de l'usine Agrinove	Jour d'opération	CARACTÉRISTIQUES DE L'AFFLUENT													
			DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+ NO_3	P_t	O-PO_4	Alcali-nité	MES	MVES	pH	Temp.	AGV totaux	AGV totaux
			mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg $CaCO_3$/ L	mg/L	mg/L		°C	mg/L	mg DCO/L
22-01-1998	1	1														
23-01-1998	1	2	1654.53	169.00	64.90	4.39	0.000	6.92	4.29				7.0	20.8		
26-01-1998	1	5	1531.93		49.42	13.01	0.04	23.06	6.54		278.0	245.0	6.2	20.9		
29-01-1998	1	8	826.25		75.50	15.42	0.05	41.50	22.46		770.0	588.0	6.9	20.9	222.5	280.4
02-02-1998	1	12	1047.99		12.90	9.46	0	12.36	*17.12*		92.0	81.0	6.6	20.9	165.9	233.8
03-02-1998	1	13	1032.32	141.00	6.05	7.69		11.05	4.28				6.4	19.6	207.3	298.4
04-02-1998	1	14	1011.74			11.62										
06-02-1998	1	16	1223.37	153.00	5.95	7.43	0	11.14			135.0	116.0	6.3	20.2		
08-02-1998	1	18	765.19		4.31	11.49	0.03	11.40	5.06				6.9	20.7	292.6	404.9
09-02-1998	1	19	1333.25		20.60	2.62	0.03	14.15	*25.50*		248.0	212.0	6.0	16.7	173.5	226.4
10-02-1998	1	20	2523.30			32.54	24.27		6.74	743.03			7.4	18.7	291.1	346.2
11-02-1998	1	21	1217.26		6.08	2.62	0.02	14.06	*29.94*				6.5	20.4	290.8	403.3
13-02-1998	2	23	1044.60		74.10	5.99	0.02	13.92	7.34				6.7	20.5	138.6	180.2
16-02-1998	2	26	1492.20		52.90	26.07	0.02	29.34	16.01		146.0	120.0	6.8	21.1	102.2	156.3
17-02-1998	2	27	1229.10	259.00	81.40	43.85	0.01	46.82	27.28				6.5	21.0	584.4	850.2
18-02-1998	2	28	2585.20		117.30	67.53	0.03	82.45	28.79						585.2	930.1
24-02-1998	2	34	2385.60	235.00	62.90	20.53	0.05	53.63	29.50		300.0	228.0	6.4	20.5	297.1	365.8
26-02-1998	2	36	1123.25		35.40	17.84	0.07	32.49	31.37						323.1	428.4
02-03-1998	2	40	2978.40		167.25	84.09	0.03	95.95	33.35		1376.7	913.3	6.5	11.0	1072.4	1676.5
03-03-1998	2	41	1395.40	270.00	114.40	72.09	0.06	34.35	28.09				6.9	19.9		
09-03-1998	2	47	797.7	221.5	35.3	25.574	0	24.77	16.69		42.1	35.7	7.2	21.8	298.5	408.3
11-03-1998	2	49	1356.1		67.6	33.312	0	49.26	27.19				6.5	19.4	660.2	945.6
13-03-1998	2	51	935.7		42.1	15.133	0	50.05	21.67		70.0	54.7	6.9	18.9	448.4	650.9
16-03-1998	2	54	3451.3		93.62	27.109	89.339	88.77	66.95	429			10.5	17.5	54.7	76.3

Date	Batch d'EU de l'usine Agrinove	Jour d'opération	CARACTÉRISTIQUES DE L'AFFLUENT													
			DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+ NO_3	P_t	O-PO_4	Alcali-nité	MES	MVES	pH	Temp.	AGV totaux	AGV totaux
			mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg $CaCO_3$/ L	mg/L	mg/L		°C	mg/L	mg DCO/L
17-03-1998	2	55	1416.6	510.5	59.17	39.664	0	34.43	27.01		83.0	82.0	6.4	18.3	633.4	839.8
19-03-1998	2	57	1035.7		83.35	26.406	0	21.51	15.07				7.1	20.9	409.0	525.6
20-03-1998	2	58	1750.5		68.9	79.388	0	45.28	32.7		105.8	93.3	6.8	21.6	860.6	1135.7
23-03-1998	3	61	1616.9		125.2	68.277	0	77.49	44.48				7.5	21.8	692.7	998.2
24-03-1998	3	62	3138.5	1012	208.58	120.238	0	120.12	69.41		1193.3	1173.3	6.6	20.8		
27-03-1998	3	65	2078.3		213.66	150.66	0	66.81	64.62		275.0	275.0	7.4	21.0	1053.9	1497.1
07-04-1998	3	76	1374.3	463.5	119	86.440	12.76	55.25	34.62		188.0	178.0	5.7	20.3	362.5	423.3
14-04-1998	3	83	1062.6	376.5	135	81.190	0.003	50.92	34.43		224.0	190.0	7.0	20.4	643.0	880.9
21-04-1998	3	90	1756.9		132.26	81.7	0	52.14	46.47		258.0	204.0	8.8	21.0	593.6	918.5
24-04-1998	3	93	2518.5		169.18	124.96	0.017	57.79	48.28						1379.8	2048.0
28-04-1998	3	97	2378.1	439.5	97.35	80.63	0	38.22	13.71						709.3	1014.2
29-04-1998	4	98	1145	207.5	97.28		0	16.5	35.22	615					145.3	174.3
30-04-1998	4	99	882.3		99.43	116.64	0	15.26	11.32						410.9	676.4
05-05-1998	4	104	1272.7	261	116.09	110.470	0.000	48.4	15.67		1070.0	1050.0	7.7	21.6	732.3	1259.2
07-05-1998	4	106	507.3		87.42	102.250	0.000	9.69	9.54				7.1	20.5	110.8	185.9
12-05-1998	4	111	1286.1	195	126.22	90.000	0.000	36.18	10.84		136.0	124.0	8.1	20.4	0.0	0.0
14-05-1998	4	113	983.7		128.61	126.530		33.76	15.22				7.6	21.0	39.7	42.7
19-05-1998	4	118	431.9	89.4	82.84	109.100	0.000	11.25	10.47		130.0	120.0	7.7	22.0	0.0	0.0
21-05-1998	4	120	233.3		91.63	92.6		12.38	11.12						0.0	0.0
25-05-1998	4	124	405.4		111.29	103.44		12.67	9.92						277.3	363.6
28-05-1998	4	127	516.9		108	138.12		14.32	12.5	674					296.1	441.8
29-05-1998	5	128	1420.3		43.18	6.02		20.47	12.13						325.4	487.3
30-05-1998	5	129	1147.7		17.5	15.92	0.000	14.7	15.11						546.5	694.2
01-06-1998	5	131	781.8	223.4	14.7	7.66		12.78	6.36		64.0	60.0	6.6	20.4	511.3	708.2
04-06-1998	5	134	578.5		36.04	49.74		16.49	15.05						206.9	373.4
08-06-1998	5	138	921.2	261.1	23.45	23.36		14.91	13.65		116.0	114.0	7.0	18.0	376.2	528.1
10-06-1998	5	140	717.9		20.86	20.22		12.14	9.07		176.0	142.0	7.8	20.4	374.8	550.9
12-06-1998	5	142	1054.8		24.79	19.66		17.58	12.43						466.9	641.1
15-06-1998	5	145	619.2	167.3	23.45	25.48		11.09	8.38		705.0	490.0	7.7	19.5	259.8	323.9
16-06-1998	5	146	792.6		15.11	14.4		10.96	12.18						360.0	444.6

Date	Batch d'EU de l'usine Agrinove	Jour d'opération	CARACTÉRISTIQUES DE L'AFFLUENT													
			DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+ NO_3	P_t	O-PO_4	Alcali-nité	MES	MVES	pH	Temp.	AGV totaux	AGV totaux
			mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg $CaCO_3$/ L	mg/L	mg/L		°C	mg/L	mg DCO/L
19-06-1998	5	149	711.4		24.87	12.16		18.17	7.66						453.0	632.5
22-06-1998	5	152	1158.4	243.6	30.25			19.946			465.0	372.5	7.1	20.7	0.0	0.0

Données des concentrations en nutriments mesurés à l'effluent et à l'affluent qui sont présentées au Chapitre 5, section 5,3.

Tableau G Teneurs en nutriments à l'effluent dans les RBS C et D pendant les tests sur la caractérisation des mécanismes d'enlèvement du phosphore de l'eau usée d'Agrinove

Jour d'opération	TRS à l'étude	CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT										
		DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	P_t	o-PO_4	MES	MVES	pH	Temp,
	(jours)	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L		°C
1	5											
5	5	64,5		0,047	0,077	11,354	0,108	0	132,0	96,0	7,5	19,9
7	5	60,5		0,085	0,698	6,597	0,1	0,022	76,0	76,0	7,0	
10	5	76,5	20,75	0,089	0,132	1,232	0,17	0	198,0	164,0		
36	10	56,7	19,89	0,242	0,105	8,836	1,411	0,86	9,6	8,0	8,5	19,7
40	10	74,9		0,067	0,123	5,960	0,715	0,316			8,4	20,0
43	10	71,9	17,85	0,083	0,13	8,470	0,723	0,425	6,8	5,6	8,4	21,4
45	10	62,8		0,071	0,172	6,410	0,459	0,25			8,5	21,1
47	10	65,8		0,146	0,189	9,750	0,261	0,065			8,4	21,5
57	10	96,2	26,75	0,147	0,15	8,470	0,274	0,05	10,0	8,4	8,4	21,8
58	10	29,2		0,055	0,116	2,900	0,144	0,02			8,3	22,0
59	10	62,8		0,048	0,203	3,960	0,192	0,045	4,8	4,8	8,5	19,3
60	10	77,4		0,08	0,187	4,960	0,188	0,035				
61	10	125,3		0,115	0,203	6,306	0,25	0,03	8,0	8,0	8,4	
64	10	107,3	25,5	0,174	0,182	5,753	1,191	0,511	10,8	8,4	8,6	
66	10			0,175	0,296	13,022	0,203	0,12			8,4	
68	10	36,3		0,0492	0,472	9,967	0,24	0,104	4,0	4,0		
71	10	44,4	22,65	0,0456	0,219	6,436	0,512	0,28	5,6	5,2		
96	15	96,2	19,7	0,097	0,102	10,142	1,397	0,813	10,4	7,2	8,4	19,5
100	15	47,6		0,123	0,12	3,960	0,355	0,065			8,3	19,7
103	15	111,41	31,25	0,179	0,148	4,030	0,313	0,05	8,5	5,0	8,5	21,2
105	15	81,1		0,097	0,177	2,700	0,256	0,05			8,5	20,9
107	15	84,1		0,122		5,120	0,217	0,04			8,3	21,2

Jour d'opération	TRS à l'étude	CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT										
		DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	P_t	o-PO_4	MES	MVES	pH	Temp,
	(jours)	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L		°C
117	15	68,9	27,2	0,099	0,205	6,410	0,263	0,02	6,4	6,0	8,2	21,5
118	15	56,7		0,067	0,141	2,630	0,178	0,02			8,2	21,8
119	15	65,9		0,08	0,156	3,170	0,203	0,03	5,6	5,6	8,5	19,6
120	15	56,4		0,042	0,346	4,260	0,183	0,045				
121	15	71,4		0,145	0,28	8,287	0,243	0,002	12,0	12,0	8,4	
124	15	89,4	27,3	0,13	0,178	13,324	0,294	0,017	9,6	8,8	8,5	
126	15	74,4		0,198	0,2	13,325	0,22	0,002			8,5	
128	15	48,4		0,0444		6,893	0,098	0,013	3,2	3,2		
150	20	81,9		0,2	0,04	21,430	5,03	4,41	7,2	6,0	8,4	21,0
152	20	73,2		0,01	0,12	17,920	1,98	2,08				
155	20	50	10,25	0,01	0,12	14,810	1,41	1,55	4,0	3,2	8,4	20,6
156	20	70,8		0,01	0,06	7,380	1,5	0,99				
159	20	48,8		0,21	0,06	6,480	0,188	0,08			8,5	20,6
162	20	44,7	9,9	5,35	0,039	6,684	0,187	0,038	11,0	5,5	8,5	20,6
165	20	56,7		0,901	0,042	8,838	1,18	0,916				
166	20	35,7		0,523	0,065	10,329	0,326	0,09				
169	20	50,7	9,95	0,639	0,037	6,889	0,119	0	6,4	5,2	8,2	20,4
170	20	66,94		1,627	0,029	4,350	0,083	0				
173	20	48,9		0,895	0,097	2,624	0,337	0,011				
176	20	23,64	17,85	1,347	0,05	0,356	0,139	0,001	7,6	7,6	8,4	20,0
179	20	20,04		1,668	0,074	10,178	0,316	0,08				
180	20	42		1,163	0,058	6,956	0,242	0,028				
183	20	51	16,14	0,584	0,089	10,595	0,792	0,292	10,0	6,4	8,4	19,6
205	25	61,36		0,32	1,29	4,460	0,61	0,11	6,8	6,8	8,0	20,2
206	25	52,63		0,51	1,00	3,030	0,35	0,02			7,9	20,9
208	25	55,54	49,74	0,88	0,52	4,630	0,45	0,00	22,8	16,8	8,0	20,5
209	25	76,00		1,17	0,33	4,290	0,49	0,00			8,1	21,2
212	25	58,45		1,04	0,24	6,290	0,30	0,00	23,0	18,3	7,9	21,1
213	25	20,89	66,78	1,12	0,17	4,570	0,28	0,01			7,9	20,5
214	25	35,26		0,92	0,16	5,100	0,23	0,00				

Jour d'opération	TRS à l'étude	CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT										
		DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	P_t	o-PO_4	MES	MVES	pH	Temp,
	(jours)	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L		°C
216	25	67,20	70,68	1,52	0,19	5,280	0,35	0,00	15,6	12,4	7,9	21,1
218	25	38,15		1,12	0,16	6,940	0,46	0,00			8,3	20,5
226	25	49,60		0,86	0,56	4,950	0,99	0,37	32,0	25,6	8,0	20,9
227	25	55,70	39,90	1,01	0,46	6,990	0,97	0,32			8,3	20,2
228	25	76,85		0,39		1,950	1,17	0,31				
234	25	55,70	112,74	0,20	0,58	2,340	0,40	0,15	8,0	6,4	7,4	
236	25	88,95		0,56		0,000	1,11	0,66				
240	25	197,80		1,66		0,000	3,27	1,46	117,0	69,0	8,1	20,3
241	25	149,40	180,54	1,42		0,000	2,77	1,22			8,0	21,1
247	25	80,5	20,02	0,287	1,002	8,336	0,87	0,6	64,8	44,0	8,3	19,7
249	25	72		0,36	0,676	3,257	0,84	0,45			8,2	18,3
251	25	54,9		0,262	0,49	2,220	0,57	0,21	13,2	10,8	8,38	18,2
255	25	143,9	20,3	1,115	1,006	7,122	4,07	1,43	183,6	122,4	8,6	18,9
257	25	72		0,287	0,601	6,149	0,55	0,08			8,6	20,8
258	25	54,9		0,653	0,575	10,510	1,79	1,08	13,913	11,7391	8,6	20,5
281	30	55,1		0,13	0,02	1,110	0,72	0,13				
283	30	80,2	11,2	0,13	0,03	2,180	0,37	0,009	6,0	4,4	8,4	19,7
286	30	87,7		0,71	0,3	15,030	1,54	0,44				
290	30	235,9	29,25	3,47	0,16	6,200	8,67	0,09	24,0	19,2	8,7	20,7
292	30	81,9		0,32	0,07	6,180	1,25	0,027				
294	30	58,7		0,26	0,01	9,620	0,63	0,009				
297	30	44,2	8,35	0,03	0,05	6,750	0,34	0,02	8,0	4,8	8,5	20,0
298	30	48,8		0,03	0,05	2,430	0,34	0,009				
301	30	39,4		2,49	0,01	1,560	0,091	0,009			8,5	20,4
304	30	35,7	5,85	0,36	0,005	0,948	0,066	0	2,8	2,4	8,5	20,5
307	30	56,7		1,309	0,032	15,701	0,572	0,084				
308	30	77,7		0,77	0,032	8,587	0,423	0,026				
311	30	35,7	3,15	0,928	0,03	2,134	0,128	0	5,2	2,0	8,3	20,2
312	30	34,47		0,52	0,038	1,152	0,183	0				
315	30	20,04		3,139	0,054	8,488	0,417	0,022				

Jour d'opération	TRS à l'étude	CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT										
		DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	P_t	o-PO_4	MES	MVES	pH	Temp,
	(jours)	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L		°C
318	30	30,86	16,08	0,629	0,005	0,000	0,203	0	8,8	8,8	8,5	20,0
321	30	34,47		3,273	0,012	12,203	0,347	0,029				
322	30	42		1,095	0,016	8,841	0,264	0,002				
323	30	60	17,85	1,858	0,039	10,879	0,566	0,104	8,4	8,4	8,3	

Tableau H Teneurs en nutriments à l'affluent dans les RBS C et D pendant les tests sur la caractérisation des mécanismes d'enlèvement du phosphore de l'eau usée d'Agrinove

Jour d'opération	TRS à l'étude	CARACTÉRISTIQUES DE L'AFFLUENT													
		DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	P_t	o-PO_4	Alcalinité	MES	MVES	pH	Temp.	AGV totaux	AGV totaux
	(jours)	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg$CaCO_3$/L	mg/L	mg/L		°C	mg/L	mg DCO/L
1	5														
3	5			100,75	56,87		23,5	16,05						666,2	871,3
5	5	1236,1		112,55	53,46		31,18	20,6		4,8	4,8	8,3	20,7	525,7	668,0
7	5	1624,9		45,41	24,83		24,43	17,54		5,6	4,8	8,2		1134,7	1593,7
10	5	1015,7	276,8		3,36		16,44	4,662		12,5	11,5			658,5	708,1
36	10	1588,3	591,9	57,839	17,772		33,84	26,302		220,0	178,0	6,6	14,0	962,2	1280,8
40	10	1467,7		52,352	28,432		32,34	22,34				7,2	19,1	1013,8	1316,2
43	10	2079,2	472,8	75,92	69,305		53,79	33,38		432,0	316,0	7,5	20,0	1348,3	1738,1
45	10	1286,8		55,68	52,39		25,382	27,18				7,5	20,7	871,2	1114,7
47	10	1681,8		103,41	80,983		36,03	26,76				7,1	20,4	1180,7	1588,2
57	10	1219,5	468,4		74,449		20,063	27,06		100,0	86,0	7,3	21,2	831,8	1163,7
58	10	1211,4		62,39	19,323		19,866	21,64				6,9	21,7	855,0	1079,7
59	10	1056,1		36,4	16,232		20,343	11,56		104,0	100,0	7,7	19,9	725,1	994,6
60	10	1322,2		83,17	22,685		26,378	16,22				7,2		488,8	604,7
61	10	1692,9		70,32	17,08		45,428	5,68		456,0	368,0	7,9		930,6	1210,2
64	10	924,2	280,2	63,66	56,84		32,911	14,63		206,0	166,0	7,5		153,3	245,4

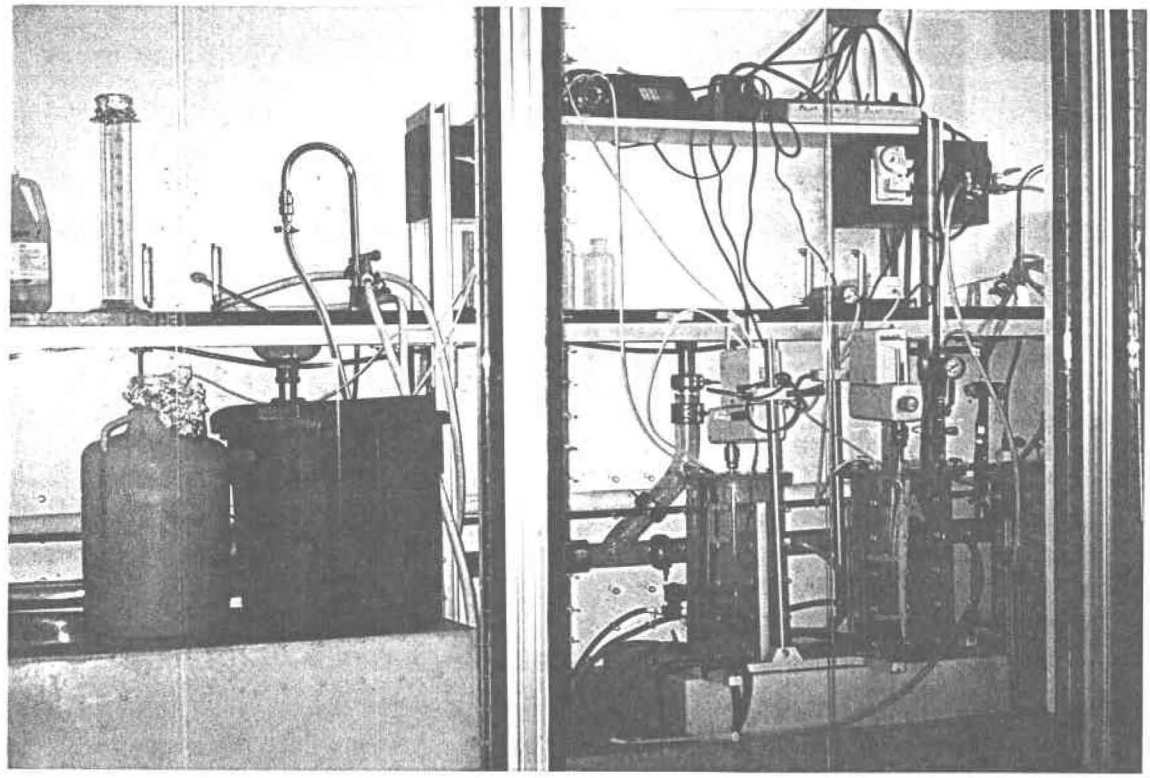
Jour d'opération	TRS à l'étude	CARACTÉRISTIQUES DE L'AFFLUENT													
		DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	P_t	o-PO_4	Alcalinité	MES	MVES	pH	Temp.	AGV totaux	AGV totaux
	(jours)	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg$CaCO_3$/L	mg/L	mg/L		°C	mg/L	mg DCO/L
66	10	1319,2		41,17	67,43		24,772	14,02				7,4		392,5	502,0
68	10	1294,7		113,42	58,19		27,55	27,85		100,0	100,0	7,0		649,6	828,0
71	10	1104,1	425,6	100,75	56,87		23,5	16,056		104,0	82,0	7,9		666,2	871,3
96	15	1588,3	591,9	57,839	17,772		33,84	26,302		220,0	178,0	6,6	14,0	962,2	1280,8
100	15	1467,7		52,352	28,432		32,34	22,34				7,2	19,1	1013,8	1316,2
103	15	2079,2	472,8	75,92	69,305		53,79	33,38		432,0	316,0	7,5	20,0	1348,3	1738,1
105	15	1286,8		55,68	52,39		25,382	27,18				7,5	20,7	871,2	1114,7
107	15	1681,8		103,41	80,983		36,03	26,76				7,1	20,4	1180,7	1588,2
117	15	1219,5	468,4		74,449		20,063	27,06		100,0	86,0	7,3	21,2	831,8	1163,7
118	15	1211,4		62,39	19,323		19,866	21,64				6,9	21,7	855,0	1079,7
119	15	1056,1		36,4	16,232		20,343	11,56		104,0	100,0	7,7	19,9	725,1	994,6
120	15	1322,2		83,17	22,685		26,378	16,22				7,2		488,8	604,7
121	15	1692,9		70,32	17,08		45,428	5,68		456,0	368,0	7,9		930,6	1210,2
124	15	924,2	280,2	63,66	56,84		32,911	14,63		206,0	166,0	7,5		153,3	245,4
126	15	1319,2		41,17	67,43		24,772	14,02				7,4		392,5	502,0
128	15	1294,7		113,42	58,19		27,55	27,85		100,0	100,0	7,0		649,6	828,0
150	20	717,9		20,86	20,22		12,14	9,07		176,0	142,0	7,8	20,4	374,8	550,9
152	20	1054,8		24,79	19,66		17,58	12,43						466,9	641,1
155	20	619,2	167,3	23,45	25,48		11,09	8,38		705,0	490,0	7,7	19,5	259,8	323,9
156	20	792,6		15,11	14,4		10,96	12,18						360,0	444,6
159	20	711,4		24,87	12,16		18,17	7,66						453,0	632,5
162	20	1158,4	243,6	30,255	14,868		19,946	9,045		465,0	372,5	7,1	20,7	360,4	529,8
165	20	508,6		35,252	21,539		16,24	4,133							
166	20	2476,65		55,059	22,844		31,039	7,21						179,9	287,9
169	20	1926,12	194,8	35,813	20,357		29,712	12,115		306,7	33,3	7,0	20,0	555,9	886,9
170	20	881,26		35,825	15,148		18,864	11,735						410,0	633,7
173	20	1510,6		51,108	25,417		25,36	11,959						222,1	407,6
176	20	939,4	305,5	31,585	12,185		16,557	12,132		158,0	8,0	7,4	20,0	355,7	577,7

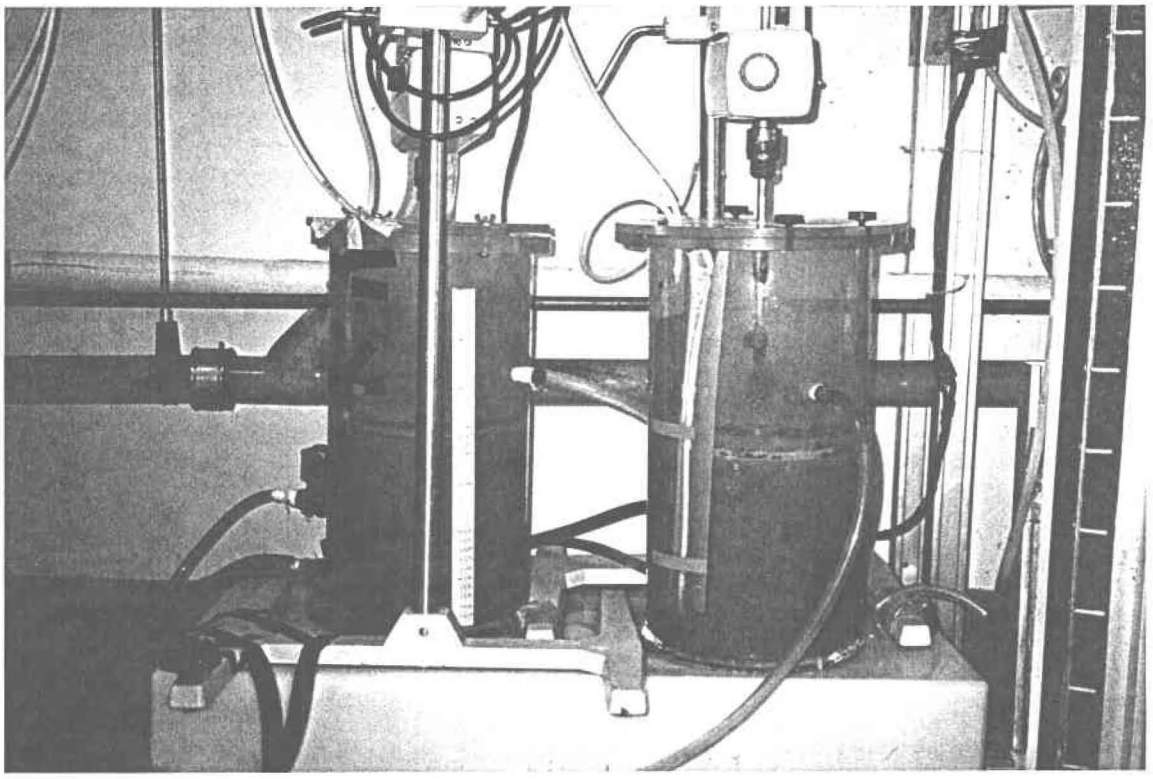
Jour d'opération	TRS à l'étude	CARACTÉRISTIQUES DE L'AFFLUENT													
		DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	P_t	o-PO_4	Alcalinité	MES	MVES	pH	Temp.	AGV totaux	AGV totaux
	(jours)	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg$CaCO_3$/L	mg/L	mg/L		°C	mg/L	mg DCO/L
179	20	776,05		41,88	30,053		19,218	11,617						346,8	568,1
180	20	776,05		44	34,794		19,301	16,619						651,3	944,2
181	20	*1885*		45,02	13,427	36,289	34,45	24,137	493					389,5	500,4
183	20	776,05		44	34,794		19,301	16,619							
205	25	1531,93		49,42	13,01	0,04	23,06	6,54		278,0	245,0	6,2	20,9		
208	25	826,25		75,50	15,42	0,05	41,50	22,46		770,0	588,0	6,9	20,9	222,5	280,4
212	25	1047,99		12,90	9,46	0	12,36	*17,12*		92,0	81,0	6,6	20,9	165,9	233,8
213	25	1032,32	141,00	6,05	7,69		11,05	4,28				6,4	19,6	207,3	298,4
214	25	1011,74			11,62										
215	25					0,03								21,2	38,5
216	25	1223,37	153,00	5,95	7,43	0	11,14			135,0	116,0	6,3	20,2		
218	25	765,19		4,31	11,49	0,03	11,40	5,06				6,9	20,7	292,6	404,9
226	25	1492,20		52,90	26,07	0,02	29,34	16,01		146,0	120,0	6,8	21,1	102,2	156,3
227	25	1229,10	259,00	81,40	43,85	0,01	46,82	27,28				6,5	21,0	584,4	850,2
228	25	2585,20		117,30	67,53	0,03	82,45	28,79						585,2	930,1
234	25	2385,60	235,00	62,90	20,53	0,05	53,63	29,50		300,0	228,0	6,4	20,5	297,1	365,8
236	25	1123,25		35,40	17,84	0,07	32,49	31,37						323,1	428,4
240	25	2978,40		167,25	84,09	0,03	95,95	33,35		1376,7	913,3	6,5	11,0	1072,4	1676,5
241	25	1395,40	270,00	114,40	72,09	0,06	34,35	28,09				6,9	19,9		
247	25	797,7	221,5	35,3	25,574	0	24,77	16,69		42,1	35,7	7,2	21,8	298,5	408,3
249	25	1356,1		67,6	33,312	0	49,26	27,19				6,5	19,4	660,2	945,6
251	25	935,7		42,1	15,133	0	50,05	21,67		70,0	54,7	6,9	18,9	448,4	650,9
254	25	*3451,3*		93,62	27,109	89,339	88,77	66,95	429			10,5	17,5	54,7	76,3
255	25	1416,6	510,5	59,17	39,664	0	34,43	27,01		83,0	82,0	6,4	18,3	633,4	839,8
257	25	1035,7		83,35	26,406	0	21,51	15,07				7,1	20,9	409,0	525,6
258	25	1750,5		68,9	79,388	0	45,28	32,7		105,8	93,3	6,8	21,6	860,6	1135,7
280	30	1420,3												325,4	487,3
281	30	1147,7		17,5	15,92	0	14,7	15,11						546,5	694,2

Jour d'opération	TRS à l'étude	CARACTÉRISTIQUES DE L'AFFLUENT													
		DCO totale	COT	TKN	NH_4	NO_2+NO_3	P_t	o-PO_4	Alcalinité	MES	MVES	pH	Temp.	AGV totaux	AGV totaux
	(jours)	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg$CaCO_3$/L	mg/L	mg/L		°C	mg/L	mg DCO/L
283	30	781,8	223,4	14,7	7,66		12,78	6,36		64,0	60,0	6,6	20,4	511,3	708,2
286	30	578,5		36,04	49,74		16,49	15,05						206,9	373,4
290	30	921,2	261,1	23,45	23,36		14,91	13,65		116,0	114,0	7,0	18,0	376,2	528,1
292	30	717,9		20,86	20,22		12,14	9,07		176,0	142,0	7,8	20,4	374,8	550,9
294	30	1054,8		24,79	19,66		17,58	12,43						466,9	641,1
297	30	619,2	167,3	23,45	25,48		11,09	8,38		705,0	490,0	7,7	19,5	259,8	323,9
298	30	792,6		15,11	14,4		10,96	12,18						360,0	444,6
301	30	711,4		24,87	12,16		18,17	7,66						453,0	632,5
304	30	1158,4	243,6	30,255	14,868		19,946	9,045		465,0	372,5	7,1	20,7	360,4	529,8
307	30	508,6		35,252	21,539		16,24	4,133							
308	30	2476,65		55,059	22,844		31,039	7,21						179,9	287,9
311	30	1926,12	194,8	35,813	20,357		29,712	12,115		306,7	33,3	7,0	20,0	555,9	886,9
312	30	881,26		35,825	15,148		18,864	11,735						410,0	633,7
315	30	1510,6		51,108	25,417		25,36	11,959						222,1	407,6
318	30	939,4	305,5	31,585	12,185		16,557	12,132		158,0	8,0	7,4	20,0	355,7	577,7
321	30	776,05		41,88	30,053		19,218	11,617						346,8	568,1
322	30	776,05		44	34,794		19,301	16,619						651,3	944,2
323	30	776,05		44	34,794		19,301	16,619							

ANNEXE 3 PHOTOGRAPHIES DES SYSTÈMES RBS EXPÉRIMENTAL ET IN SITU

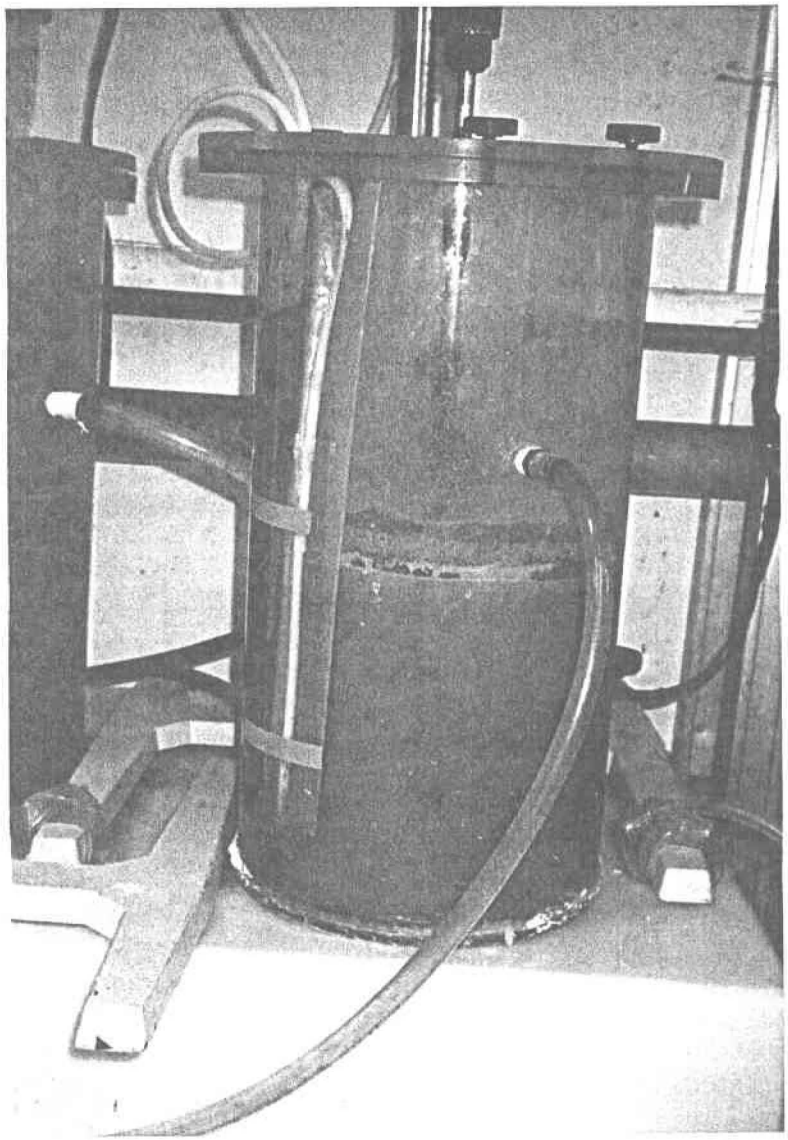
Système expérimental de deux RBS à l'étude





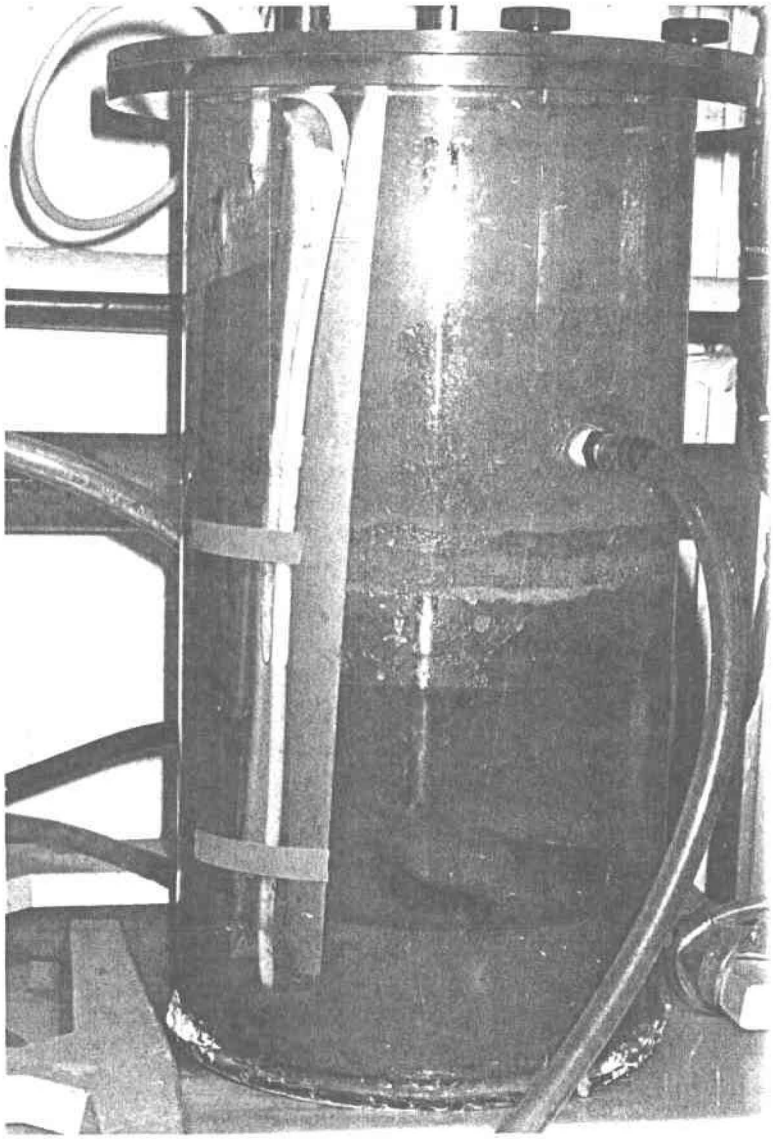
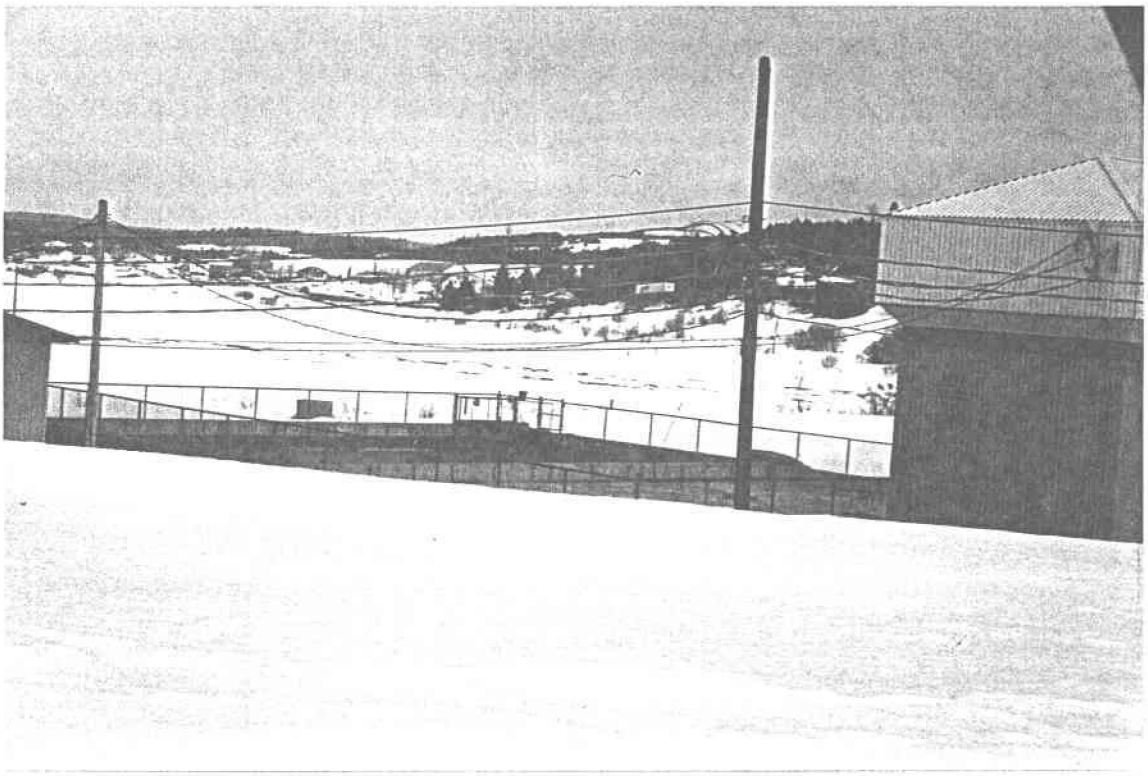
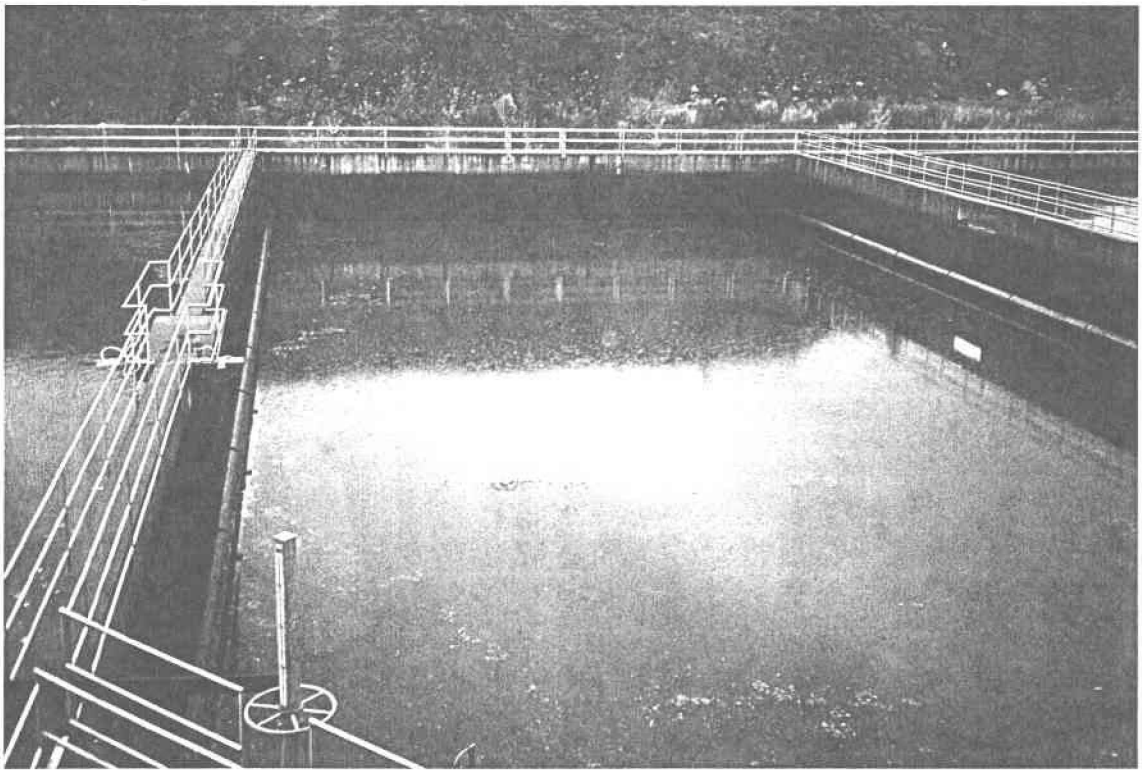
Système RBS expérimental de laboratoire :

En phase de mélange



En phase de décantation

(soutirage de l'effluent traité)



Bassins RBS à l'usine Agrinove