

**Titre:** Développement d'un procédé biologique à faible production de boues pour le traitement des eaux usées municipales  
**Title:** Development of a low sludge production biological process for municipal wastewater treatment

**Auteur:** Louis Bourque  
**Author:**

**Date:** 2003

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

**Référence:** Bourque, L. (2003). Développement d'un procédé biologique à faible production de boues pour le traitement des eaux usées municipales [Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal]. PolyPublie.  
**Citation:** <https://publications.polymtl.ca/7230/>

## Document en libre accès dans PolyPublie Open Access document in PolyPublie

**URL de PolyPublie:** <https://publications.polymtl.ca/7230/>  
**PolyPublie URL:**

**Directeurs de recherche:** Yves Comeau, & Lynda Bouagache  
**Advisors:**

**Programme:** Non spécifié  
**Program:**

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

DÉVELOPPEMENT D'UN PROCÉDÉ BIOLOGIQUE  
À FAIBLE PRODUCTION DE BOUES  
POUR LE TRAITEMENT DES EAUX USÉES MUNICIPALES

LOUIS BOURQUE

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

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION  
DU DIPLÔME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES  
(GÉNIE CIVIL)  
DÉCEMBRE 2003



National Library  
of Canada

Acquisitions and  
Bibliographic Services

395 Wellington Street  
Ottawa ON K1A 0N4  
Canada

Bibliothèque nationale  
du Canada

Acquisitions et  
services bibliographiques

395, rue Wellington  
Ottawa ON K1A 0N4  
Canada

*Your file* Votre référence

ISBN: 0-612-89182-8

*Our file* Notre référence

ISBN: 0-612-89182-8

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

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

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

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

---

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

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

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

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

# Canada

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé :

DÉVELOPPEMENT D'UN PROCÉDÉ BIOLOGIQUE  
À FAIBLE PRODUCTION DE BOUES  
POUR LE TRAITEMENT DES EAUX USÉES MUNICIPALES

présenté par : BOURQUE Louis

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

M. DESJARDINS Raymond, M.Ing., président

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

Mme BOUAGACHE Lynda, Ph.D., membre et codirectrice de recherche

M. STUART Paul, Ph.D, membre

## REMERCIEMENTS

Je tiens à remercier chaleureusement Yves Comeau et Lynda Bouagache, respectivement directeur et codirectrice.

Une profonde gratitude est exprimée envers les personnes suivantes, pour l'aide technique et le support moral apportés lors des expérimentations en laboratoire :

Denis Bouchard et Marcel Dugal, techniciens,  
Mourad Kharoune, chercheur,  
Annie Limoges, stagiaire.

Des remerciements sont également transmis à madame Berthe Blanchard, qui a rendu possible l'examen microscopique des boues activées.

J'aimerais également à exprimer ma reconnaissance envers les différents partenaires du projet:  
Paul Stuart, professeur, École Polytechnique,  
Pierre Audet, Robert Perry, Pascal Maynard, et Émilie Basset de la STEP de la ville de St-Hyacinthe,  
Daniel Lamarre, Alain Gadbois, Mark Laquidara et Greg Bowden de JMI/ USFilter/ Veolia.

Enfin, j'aimerais souligner l'importance de la contribution financière des organismes suivants :  
Conseil national de recherche en sciences naturelles et génies (CRSNG),  
Fonds d'action québécois pour le développement durable (FAQDD).

## RESUME

La gestion et l'élimination des boues produites dans le traitement des eaux usées peuvent représenter entre 25 et 65% des coûts d'opération d'une station d'épuration. Ces boues produites en quantité importante contribuent, de plus, à la pollution de l'environnement. Un procédé biologique à faible production de boues (FPB) a été développé pour le traitement d'effluents fortement chargés, dont ceux des industries de pâtes et papiers. Ce procédé consiste en deux étapes, dont la première a lieu dans un réacteur aéré de type chémostat. Ce réacteur, le réacteur bactérien, est opéré à court temps de rétention hydraulique dans le but d'enlever la matière organique rapidement biodégradable et de produire une biomasse bactérienne à croissance rapide. La deuxième étape est réalisée par un procédé biologique, soit de type boues activées ou soit de type lit bactérien, dans lequel la biomasse bactérienne produite à l'étape 1 est consommée par une biomasse prédatrice. Cette biomasse prédatrice est composée d'organismes à faible taux de croissance, ce qui a pour effet de réduire la quantité de boues produite en excès.

L'objectif principal de ce projet est de développer ce procédé FPB pour le traitement des eaux usées municipales afin d'obtenir une réduction du coefficient de croissance observée supérieure à 15%. Ce document présente les résultats des essais réalisés sur banc d'essai à l'École Polytechnique, lesquels ont débuté par l'étude des effets du TRH (1, 2, 4 et 6 heures) et de la température (8 et 18 °C) sur l'efficacité du réacteur bactérien. Des effluents réels provenant de la station de traitement d'épuration des eaux (STEP) de la ville de St-Hyacinthe ont été utilisés. Quatre essais avec le procédé FPB en deux étapes ont ensuite été réalisés dans le but d'évaluer son potentiel de réduction pour le traitement des eaux usées municipales. En plus des essais au laboratoire, l'installation d'un procédé à l'échelle pilote à la STEP de St-Hyacinthe, ainsi qu'une étude technico-économique ont également été réalisées dans le cadre de ce projet. Les résultats de ces deux dernières parties ne sont pas présentés dans ce document.

Les essais réalisés lors de l'optimisation du TRH et de la température du réacteur bactérien montrent que l'efficacité d'enlèvement de la DCO filtrée ne semble pas influencée par une diminution du TRH de 6 à 2 heures. Par contre, à un TRH de 1 heure, l'efficacité d'enlèvement est réduite de plus de 60%. Il est montré qu'une réduction de température de 18 à 8 °C diminue l'efficacité d'enlèvement de la matière organique rapidement biodégradable de 50% à un TRH de 2 heures et de 80% à un TRH de 1 heure. Une faible production de matières en suspension a

été obtenue lors de tous les essais avec le réacteur bactérien, soit de -3 à 44%, comparativement à plus de 200% dans la littérature. Différents facteurs sont soupçonnés être responsables de ce faible rendement, dont la température, la concentration du substrat, le temps de réaction et la concentration de biomasse hétérotrophe active à l'affluent.

Les résultats obtenus lors de l'utilisation du procédé complet en deux étapes montrent jusqu'à 17% de réduction de la production de boues du réacteur de prédation. Par contre, aucune réduction de boues n'est mesurée lorsque la production totale de boues du procédé FPB (réacteurs bactérien et de prédation) est comparée à celle du procédé témoin. Les faibles efficacités d'enlèvement et de production du réacteur bactérien sont probablement responsables de la faible efficacité du procédé FPB. De plus, l'efficacité du procédé FPB est diminuée par une faible production de boues des procédés FPB et témoin obtenue à l'échelle du laboratoire. Cette faible production s'explique entre autre par une concentration faible du substrat à l'affluent, un temps de rétention des boues élevé et une forte concentration en oxygène dissous dans les réacteurs. Des limites reliées à l'échelle d'opération au laboratoire influencent également de manière négative l'efficacité du procédé FPB. Le rapport surface/volume très élevé à l'échelle du laboratoire favorise le développement d'une biomasse fixée à l'intérieur du réacteur bactérien, laquelle contribue à réduire l'écart de production de boues entre les procédés FPB et témoin.

Les résultats obtenus ne permettent pas de recommander l'application du procédé FPB pour le traitement des eaux usées municipales. Il s'agit d'un procédé biologique de réduction des boues très sensible aux conditions d'opération dont la température, les débits et les caractéristiques de l'affluent. De plus, les résultats obtenus par différents auteurs dans la littérature montrent que le procédé FPB a un potentiel de réduction de boues moins élevé que celui des procédés chimique et physique, où jusqu'à 100% de réduction a été obtenue.

## ABSTRACT

The management and the disposal of sludge produced in wastewater treatment represent between 25 and 65% of wastewater treatment plants operating costs. The amount of sludge produced also contributes to pollute the environment. In this context, a two-stage low sludge production system (LSP) was developed for the treatment of highly loaded effluents, such as pulp and paper industry effluents. The first stages consists in an aerated, chemostat reactor, operated at a short hydraulic retention time to remove rapidly biodegradable organic matter and produce dispersed bacterial biomass. The second stage is a biological process, such as an activated sludge or a biofilm reactor, where the bacterial biomass is consumed by a second type of biomass composed of low yield microorganisms. This low yield biomass is responsible for the reduction of excess sludge production.

The main objective of this project is to achieve a reduction greater than 15% in growth yield with the development of the LSP system for the treatment of municipal wastewater. This document presents experimental results obtained at a bench scale at Ecole Polytechnique. The experiments consisted first in the study of the effect of HRT (1, 2, 4 and 6 hours) and temperature (8 and 18 °C) on the efficiency of the first reactor. Municipal effluents from St-Hyacinthe were used. Four experiments were also realised with the LSP system (first and second stages) in order to evaluate its potential for treating municipal wastewater. Pilot scale experiments and a techno-economic study are also parts of this project, but will not be discussed in this document.

Results of HRTs and temperatures optimization for the first stage reveal that soluble COD removal is not affected by a decrease in HRT from 6 to 2 hours. However, this removal is reduced by more than 60% at a HRT of 1 hour. It is shown that a reduction in temperature from 18 to 8 °C decreases the removal efficiency by 50% at a HRT of 2 hours, and by 80% at a HRT of 1 hour. Low VSS production is measured, between -3 and 44%, for all HRTs and temperatures tested, compared to productions greater than 200% in literature. Different factors are suspected to be responsible for this low efficiency, such as temperature, reaction time, and wastewater characteristics.

Results obtained with the LSP system show up to 17% reduction in the amount of sludge produced by the second stage reactor. However, no reduction is measured with regards to the sludge production of the whole system (including the first stage) when compared to the reference system. Low soluble COD removal and VSS production efficiencies in the first stage are probably responsible for the low efficiency of the LSP system. This last efficiency might also be reduced by a low sludge production of the activated sludge systems at the lab scale. This low sludge production is explained by a low substrate concentration in the influent, a high solid retention time, and a high dissolved oxygen concentration in the reactors. Others factors influence negatively the efficiency of the LSP system, such as the operation scale. At a bench scale, a high surface/volume ratio favours the development of a fixed biomass inside the first stage reactor, which in turns contributes to reduce the difference in sludge production between LSP and reference systems.

The implementation of LSP system for municipal wastewater treatment can not be recommended based on the results obtained during this study. The LSP system is a biological process, which is sensible to operating conditions such as temperature, flow, and wastewater characteristics. Finally, results obtained by different authors in literature show a sludge reduction potential lower with the LSP system, compared to chemical and physical systems, where up to 100% reduction in excess sludge production is obtained.

## TABLE DES MATIÈRES

<b>REMERCIEMENTS.....</b>	<b>IV</b>
<b>RÉSUMÉ.....</b>	<b>V</b>
<b>ABSTRACT .....</b>	<b>VII</b>
<b>TABLE DES MATIÈRES .....</b>	<b>IX</b>
<b>LISTE DES TABLEAUX .....</b>	<b>XII</b>
<b>LISTE DES FIGURES.....</b>	<b>XIII</b>
<b>LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS.....</b>	<b>XVII</b>
<b>LISTE DES ANNEXES .....</b>	<b>XVIII</b>
<b>CHAPITRE 1 : INTRODUCTION .....</b>	<b>1</b>
1.1    Problématique de la gestion des boues .....	1
1.1.1    Impact environnemental .....	1
1.1.2    Coûts reliés à la gestion des boues .....	1
1.2    Mise en contexte .....	2
1.3    Objectifs.....	3
1.3.1    Optimisation du réacteur bactérien.....	3
1.3.2    Développement du procédé FPB .....	3
1.4    Organisation du mémoire.....	3
<b>CHAPITRE 2 : REVUE DE LA LITTÉRATURE .....</b>	<b>4</b>
2.1    Boues primaires .....	4
2.2    Boues biologiques.....	4
2.2.1    Origine.....	4
2.2.2    Production.....	5
2.2.3    Coefficient de croissance.....	7
2.3    Procédés de réduction des boues.....	8
2.3.1    Réduction de la croissance de la biomasse.....	9
2.3.2    Réduction des débris cellulaires et de la matière non-biodégradable.....	16
2.3.3    Aspects négatifs de la réduction de production de boues .....	20

2.3.4 Comparaison des méthodes de réduction .....	21
<b>CHAPITRE 3 : MATÉRIEL ET MÉTHODES .....</b>	<b>23</b>
3.1 Stratégie expérimentale du projet FPB .....	23
3.2 Choix de la station et de l'affluent.....	24
3.3 Optimisation du réacteur bactérien .....	25
3.3.1 Conditions expérimentales .....	25
3.3.2 Montage expérimental et opération .....	25
3.3.3 Analyses .....	28
3.4 Validation du système d'opération des boues activées.....	28
3.4.1 Conditions expérimentales .....	28
3.4.2 Montage expérimental et opération .....	29
3.4.3 Analyses .....	31
3.5 Développement du procédé FPB .....	32
3.5.1 Conditions expérimentales .....	32
3.5.2 Montage expérimental et opération .....	32
3.5.3 Analyses .....	36
3.6 Méthodes analytiques .....	37
3.7 Observations microscopiques .....	37
3.8 Calculs .....	38
3.8.1 Paramètres opérationnels des boues activées .....	38
3.8.2 Bilans de masse .....	39
3.8.3 Fractionnement de la DCO filtrée .....	41
<b>CHAPITRE 4 : RÉSULTATS.....</b>	<b>43</b>
4.1 Calendrier des expérimentations.....	43
4.2 Caractérisation de l'affluent primaire .....	43
4.3 Optimisation du réacteur bactérien .....	48
4.3.1 Fonctions du réacteur bactérien.....	48
4.3.2 Effet du TRH sur l'efficacité du réacteur bactérien.....	55
4.3.3 Effet de la température sur l'efficacité du réacteur bactérien.....	59
4.3.4 Effet de la qualité de l'affluent sur l'efficacité du réacteur bactérien .....	62
4.4 Validation du système d'opération des boues activées.....	66

4.4.1 Efficacité de traitement des systèmes témoins .....	67
4.4.2 Systèmes de boues activées témoins .....	69
4.5 Développement du procédé FPB .....	74
4.5.1 Efficacité de traitement des systèmes FPB et témoin .....	75
4.5.2 Efficacité du réacteur bactérien .....	77
4.5.3 Systèmes de boues activées FPB et témoin .....	79
4.5.4 Production de boues .....	85
<b>CHAPITRE 5 : DISCUSSION .....</b>	<b>89</b>
5.1 Caractérisation de l'affluent.....	89
5.2 Optimisation du réacteur bactérien .....	89
5.2.1 Fonctions du réacteur bactérien .....	89
5.2.2 Effet du TRH .....	90
5.2.3 Effet de la température .....	91
5.2.4 Effet de la qualité de l'affluent .....	91
5.3 Validation du système d'opération des boues activées .....	96
5.3.1 Efficacité de traitement des systèmes témoins .....	96
5.3.2 Systèmes de boues activées témoins.....	96
5.4 Développement du procédé FPB.....	97
5.4.1 Efficacité de traitement des procédés FPB et témoin .....	97
5.4.2 Efficacité du réacteur bactérien .....	97
5.4.3 Paramètres opérationnels des boues activées FPB et témoin .....	98
5.4.4 Efficacité de réduction de boues du procédé FPB .....	99
5.4.5 Processus de transformation du procédé FPB.....	101
<b>CHAPITRE 6 : CONCLUSION .....</b>	<b>103</b>
<b>PERSPECTIVES ET RECOMMANDATIONS .....</b>	<b>105</b>
<b>RÉFÉRENCES .....</b>	<b>106</b>
<b>ANNEXES .....</b>	<b>110</b>

## LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2.1 : Comparaison des boues primaires et biologiques de la STEP de St-Hyacinthe.....	5
Tableau 2.2 : Procédés de réduction de la production de boues.....	9
Tableau 2.3 : Coefficient de croissance de micro-organismes des boues activées (adapté de Ratsak et al., 1996).....	11
Tableau 2.4 : Caractéristiques des réacteurs bactérien et de prédation du procédé FPB.....	13
Tableau 2.5 : Comparaison des résultats obtenus par différents auteurs.....	13
Tableau 2.6 : Effets de différents traitements sur la solubilisation du substrat (adapté de Rocher et al., 1999).....	18
Tableau 3.1 : Caractéristiques de l'effluent primaire de la STEP de St-Hyacinthe .....	25
Tableau 3.2 : Conditions d'opération des essais du TRH et de la température .....	26
Tableau 3.3 : Paramètres mesurés en entrée et en sortie du réacteur bactérien.....	28
Tableau 3.4 : Conditions d'opération des essais de validation.....	29
Tableau 3.5 : Paramètres mesurés des systèmes de boues activées des témoins 1 et 2.....	31
Tableau 3.6 : Conditions d'opération du réacteur bactérien et des systèmes de boues activées FPB et témoin .....	33
Tableau 3.7 : Cyclogie du réacteur RBS .....	36
Tableau 3.8 : Paramètres mesurés à différentes points du procédé FPB et du témoin .....	36
Tableau 3.9 : Méthodes analytiques utilisées .....	37
Tableau 4.1 : Comparaison de $S_S$ obtenu selon les méthodes traditionnelle et physico- chimique .....	65

## LISTE DES FIGURES

Figure 2.1: Schéma du traitement biologique des eaux usées .....	4
Figure 2.2 : Utilisation du substrat consommé selon le coefficient de croissance .....	7
Figure 2.3 : Schéma du procédé OSA .....	10
Figure 2.4 : Prédominance relative d'organismes en fonction du rapport F/M et du TRB (adapté de Metcalf et Eddy, 2003) .....	11
Figure 2.5 : Schéma du procédé FPB en deux étapes.....	12
Figure 2.6 : Schéma de la relation entre les réactions productrices et consommatrices d'énergie de la cellule. (Adapté de Low et al., 1999).....	15
Figure 2.7 : Schéma du procédé de réduction des boues par ozonation.....	19
Figure 3.1 : Stratégie expérimentale du projet FPB .....	23
Figure 3.2 : Schéma de la station d'épuration de la ville de St-Hyacinthe.....	24
Figure 3.3 : Schéma du réacteur bactérien .....	27
Figure 3.4 : Installation de deux réacteurs bactériens en parallèle au laboratoire.....	27
Figure 3.5 : Schéma du réacteur de boues activées avec système de décantation et recirculation .....	30
Figure 3.6 : Installation des réacteurs de boues activées témoins (A et B) et de leur décanteur (C et D) .....	30
Figure 3.7 : Décanteur et système de raclage avec bras mécanique.....	31
Figure 3.8 : Schéma des procédés FPB (A) et du témoin (B) .....	34
Figure 3.9: Installation des réacteurs biologiques séquentiels FBP (A) et témoin (B) et du réacteur bactérien (C) .....	35
Figure 3.10 : Fractionnement de la DCO totale (Henze et al., 1995).....	42
Figure 4.1 : DCO (A) et DBO (B) totales et filtrées de 9 échantillons de l'effluent primaire prélevés à la STEP de St-Hyacinthe.....	44
Figure 4.2 : Rapport des fractions filtrée sur totale de la DCO de 9 échantillons de l'effluent primaire prélevés à la STEP de St-Hyacinthe.....	45
Figure 4.3 : Rapport des fractions totales de la DBO sur la DCO de 9 échantillons de l'effluent primaire prélevés à la STEP de St-Hyacinthe.....	46
Figure 4.4 : MVES et MES (A) et rapport MVES sur MES (B) de 9 échantillons de l'effluent primaire prélevés à la STEP de St-Hyacinthe.....	47

Figure 4.5 : Azote total Kjeldahl (A) et phosphore total (B) de 9 échantillons de l'effluent primaire prélevés à la STEP de St-Hyacinthe.....	48
Figure 4.6 a : DCO totale en entrée et sortie (A) et pourcentage d'enlèvement (B). TRH 2 h, 18 °C.....	49
Figure 4.6 b : DCO filtrée en entrée et sortie (A) et pourcentage d'enlèvement (B). TRH 2 h, 18 °C.....	50
Figure 4.7 a : DBO totale en entrée et sortie (A) et pourcentage d'enlèvement (B). TRH 2 h, 18 °C.....	50
Figure 4.7 b : DBO filtrée en entrée et sortie (A) et pourcentage d'enlèvement (B). TRH 2 h, 18 °C.....	51
Figure 4.8 : MVES en entrée et sortie (A), pourcentage d'augmentation (B) et production de biomasse fixée (C). TRH 2 h, 18 °C.....	52
Figure 4.9 : Azote total Kjeldahl (A) et phosphore total (B) en entrée et sortie du réacteur bactérien. TRH 2 h, 18 °C.....	53
Figure 4.10 : Ammoniaque(A) et ortho-phosphates (B) en entrée et sortie. TRH 2 h, 18 °C.....	53
Figure 4.11 : Nitrites-nitrates en entrée et sortie du réacteur bactérien. TRH 2 h, 18 °C.....	54
Figure 4.12 : Moyennes des bilans de masse du phosphore, de l'azote et de la DCot. TRH 2 h, 18 °C.....	55
Figure 4.13 a: DCO à l'affluent (A) et pourcentage d'enlèvement (B) en fonction du TRH à 18 °C.....	56
Figure 4.13 b: DBO à l'affluent (A) et pourcentage d'enlèvement (B) en fonction du TRH à 18 °C.....	56
Figure 4.14 : Taux d'utilisation d'oxygène en fonction du TRH à 18 °C.....	57
Figure 4.15 : MVES en entrée et sortie (A) et pourcentage d'augmentation (B) en fonction du TRH à 18 °C.....	57
Figure 4.16 : Enlèvement de l'azote Kjeldahl (A) et du phosphore total (B) en fonction du TRH à 18 °C.....	58
Figure 4.17 : Enlèvement de l'ammoniaque (A) et des ortho-phosphates (B) en fonction du TRH à 18 °C.....	58
Figure 4.18 : Bilans de masse pour le phosphore, l'azote et la DCot en fonction du TRH à 18 °C.....	59

Figure 4.19a : DCO totale et filtrée à l'affluent (A) et pourcentage d'enlèvement (B) à 8 et 18 °C aux TRH 1 et 2h.....	60
Figure 4.19b : DBO totale et filtrée à l'affluent (A) et pourcentage d'enlèvement (B) à 8 et 18 °C aux TRH de 1 et 2h.....	60
Figure 4.20 : Taux d'utilisation d'oxygène à 8 et 18 °C aux TRH de 1 et 2h .....	61
Figure 4.21 : MVES en entrée et sortie (A) et pourcentage d'augmentation (B) à 8 et 18 °C aux TRH de 1 et 2h.....	61
Figure 4.22 : Bilans de masse du phosphore, de l'azote et de la DCOr à 8 et 18 °C aux TRH de 1 et 2h. ....	62
Figure 4.23 : Enlèvement de la DCO filtrée en fonction de la DCO filtrée à l'Affluent (A) et du rapport de la DCOf sur la DCOr de l'affluent (B). TRH 2h, 18°C.....	63
Figure 4.24 : Substrat dissous non-biodégradable ( $S_d$ ) de 4 échantillons en pourcentage de la DCOf à l'affluent des procédés FPB et témoin.....	64
Figure 4.25 : Augmentation des MVES en sortie du réacteur bactérien en fonction des MVES à l'affluent. TRH 2h, 18°C. ....	66
Figure 4.26 : DBO totale à l'affluent (A) et à l'effluent final des témoins 1 et 2 (B) pour les 3 essais de validation .....	67
Figure 4.27 : MVES à l'affluent et à l'effluent final des témoins 1 et 2 pour les 3 essais de validation .....	68
Figure 4.28 : Phosphore total (A) et ortho-phosphates (B) à l'affluent et à l'effluent final des témoins 1 et 2 pour les 3 essais de validation .....	68
Figure 4.29 : MVES des boues activées (A) et TRB (B) des témoins 1 et 2 pour les 3 essais de validation.....	69
Figure 4.30 : MVES des boues activées témoins 1 et 2 en fonction du temps pour les 3 essais de validation.....	70
Figure 4.31: Voile de boues dans les décanteurs des témoins 1 et 2 pour les 3 essais de validation .....	71
Figure 4.32 : Concentration des boues recirculées des témoins 1 et 2 pour les 3 essais de validation .....	71
Figure 4.33 : Moyenne des boues purgées (A) et à l'effluent (B) des témoins 1 et 2 pour les 3 essais de validation .....	72

Figure 4.34 : Moyenne de la production de boues (A) et coefficient de synthèse observée (B) des témoins 1 et 2 pour les 3 essais de validation .....	73
Figure 4.35 : Bilans de masse pour le phosphore (A), l'azote (B) et la DCO totale (C) des témoins 1 et 2 pour les 3 essais de validation .....	74
Figure 4.36 : DBO totale à l'affluent (A) et à l'effluent (B) des procédés FPB et témoin.....	76
Figure 4.37 : MVES à l'affluent (A) et à l'effluent final (B) des procédés FPB et témoin.....	76
Figure 4.38 : Phosphore total (A) et ortho-phosphates à l'affluent et à l'effluent final des réacteurs FPB et témoin .....	77
Figure 4.39 : DCO totale et filtrée à l'affluent (A) et efficacité d'enlèvement (B) par le réacteur bactérien.....	77
Figure 4.40 : MVES en entrée et sortie du réacteur bactérien (A) et pourcentage d'augmentation (B) pour chaque période FPB.....	78
Figure 4.41 : Pourcentages relatifs de NTK (A) et de Pt (B) par rapport à la DBO totale des affluent des boues activées FPB et témoin.....	79
Figure 4.42 : Temps de rétention des boues activées des procédés FPB et témoin.....	80
Figure 4.43 : Concentration en MVES des boues activées FPB et témoin .....	81
Figure 4.44: Concentration en MVES des boues activées FPB et témoin (A) et leur différence en pourcentage(B) en fonction du temps.....	82
Figure 4.45 : Indice de volume des boues FPB et témoin en fonction du temps (A) et moyenne pour chaque essai (B).....	83
Figure 4.46 : Taux d'utilisation d'oxygène des boues activées (A) et des procédés (B) FPB et témoin.....	84
Figure 4.47 : Pourcentages relatifs des protozoaires des boues activées témoin et FPB. ....	85
Figure 5.1 : Exemple de la maximisation des fractions $X_H$ (A) et $X_S$ (B). .....	95
Figure 5.2 : Processus de transformation de la matière organique par la biomasse du réacteur bactérien (A) et la biomasse du réacteur de prédatation (B) du procédé FPB .....	102

## LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

Aff : Affluent

$DBO_t$ : Demande biochimique en oxygène, fraction totale (mg/L)

$DBO_f$ : Demande biochimique en oxygène, fraction filtrée (mg/L)

$DBO-C$  : Demande biochimique carbonée en oxygène (mg/L)

$DCOt$ : Demande chimique en oxygène, fraction totale (mg/L)

$DCO_f$ : Demande chimique en oxygène, fraction filtrée (mg/L)

$DCO_p$ : Demande chimique en oxygène, fraction particulaire (mg/L)

Eff : Effluent

FPB : procédé à faible production de boues

F/M : Ratio Substrat sur microorganismes (g DCO/g MVES.d)

IVB : Indice de volume des boues

MES : Matières en suspension (mg/L)

MVES : Matières volatiles en suspension (mg/L)

$M_{DCO.aer}$  : Masse de DCO oxydée en conditions aérobies (mg DCO/d)

$NH_4$  : Ammoniaque (mg N/L)

$NO_x$  : Nitrites et nitrates (mg N/L)

NTK : Azote total Kjeldahl (mg N/L)

$\text{o-PO}_4$  : ortho-phosphates (mg P/L)

$O_2$  : Oxygène dissous (mg O<sup>2</sup>/L)

$P_t$  : Phosphore total (mg P/L)

$P_x$  : Boues produites (mg MVES/d)

Q : Débit de l'affluent (L/d)

$Q_w$  : Débit de la purge des boues (L/d)

RBS : Réacteur biologique séquentiel

TRH : Temps de rétention hydraulique (heures)

TRB : Temps de rétention des boues (jours)

T.U.O. : Taux d'utilisation d'oxygène (mg O<sub>2</sub>/L.h)

$V_r$  : Volume du réacteur (L)

X: Concentration de la liqueur mixte (mg MVES/L)

$X_r$ : Concentration en MVES des boues recirculées (mg MVES/L)

$X_e$ : Concentration en MVES de l'effluent final (mg MVES/L)

$Y_{obs}$  : Coefficient de croissance observée (mg MVES produites / mg DCO enlevée)

**LISTE DES ANNEXES**

Annexe A: Plan expérimental.....	111
Annexe B: Moyennes des résultats du réacteur bactérien pour les essais d'optimisation et de développement du procédé FPB .....	112
Annexe C: Résultats bruts en fonction du temps pour les essais d'optimisation du réacteur bactérien et de développement du procédé FPB .....	114
Annexe D: Résultats bruts en fonction du temps pour les essais de validation du système d'opération des boues activées .....	128
Annexe E: Notes sur les résultats bruts des essais d'optimisation du réacteur bactérien, de validation et de développement du procédé FPB.....	132
Annexe F: Exemples de calcul .....	134
Annexe G: Coefficients de variation des résultats bruts des essais d'optimisation du réacteur bactérien, de validation et de développement du procédé FPB .....	139
Annexe H: Calcul du taux d'utilisation d'oxygène .....	141

## CHAPITRE 1

### INTRODUCTION

#### **1.1 Problématique de la gestion des boues**

Les principaux solides produits par le traitement des eaux usées se retrouvent sous forme de boues. Pour plusieurs raisons, dont leur contenu élevé en eau (90-99%), ces boues doivent subir un traitement avant leur disposition finale par enfouissement ou valorisation. Malgré ces traitements, la quantité de boues produite demeure problématique. En plus de la quantité de boues produites, les coûts associés à leur traitement est également problématique.

##### **1.1.1 Impact environnemental**

Le Québec produisait, en 1997, près de 760 000 tonnes de boues (matière sèche) par année (Couture, 1997). De ce nombre, 70% des boues provenaient des industries de pâtes et papier et 20% des stations d'épuration municipales. La majorité des boues étaient éliminée par incinération. Ainsi, en 1994, 72% des boues étaient incinérées, 17% enfouies et seulement 11% étaient valorisées en agriculture (Couture, 1997). Bien qu'elles possèdent une valeur fertilisante, très peu de boues municipales sont valorisées en agriculture, leur contenu en métaux lourds dépassant trop souvent la norme acceptable. Quelques municipalités comme Jonquière, Québec, et Sherbrooke valorisent une proportion importante de leurs boues dans la production de compost ou d'énergie.

En comparaison, les États-Unis comptaient 19 000 stations génératrices de boues municipales en 1997 pour une production annuelle de 7.1 millions de tonnes (matière sèche) entraînant des dépenses de plus de 1.1 milliard de dollars américains (Laquidara, 2002). En Europe, il est prévu que la production de boues augmente de 50% jusqu'à la fin de l'année 2005 pour atteindre 10 millions de tonnes par année (Mayhew et Stephenson, 1997). Une loi a d'ailleurs été adoptée en 1991 par la communauté européenne pour que le traitement des eaux usées implique obligatoirement un traitement de type biologique (Low, 1999).

##### **1.1.2 Coûts reliés à la gestion des boues**

Les coûts associés à la gestion des boues produites dans le traitement des eaux usées représenteraient entre 25 et 65% des dépenses totales d'opération d'une station de traitement (Liu, 2001). Ces coûts incluent le coût de traitement des boues et le coût de leur disposition.

Les boues produites sont généralement déshydratées mécaniquement, à l'aide d'un procédé comme le filtre-presse, et chimiquement par l'usage de polymères. Après avoir été déshydratées, les boues sont typiquement enfouies dans des dépotoirs ou incinérées. Très peu de boues sont valorisées par épandage agricole.

## 1.2 Mise en contexte

Un procédé biologique à faible production de boues en deux étapes a été développé pour le traitement d'effluents papetiers (Lee et Welander, 1996). La première étape, l'étape bactérienne, est accomplie dans un réacteur de type complètement mélangé, sans recirculation et à court temps de rétention hydraulique. Le rôle principal de ce premier réacteur est de transformer la matière organique rapidement biodégradable présente dans l'affluent en un maximum de biomasse bactérienne à croissance rapide. Cette biomasse bactérienne est ensuite dirigée vers un second réacteur, où elle sera consommée par des microorganismes supérieurs dont le taux de croissance est beaucoup plus faible. Le développement de ces microorganismes supérieurs constitue la deuxième étape du procédé FPB et est à l'origine de la faible production de boues. Cette étape est accomplie par un procédé soit de type boues activées avec recirculation, soit de type lit bactérien (Lee et Welander, 1996a, b) ou encore de type boues activées à membranes (Ghyoot et Verstraete, 2000).

Le procédé FPB a déjà été testé sur banc d'essai à l'École Polytechnique où de 23 à 34% de réduction de la production de boues ont été obtenus pour le traitement d'effluents papetiers (Peterson et al., 2001). Dans le cadre d'un nouveau projet, lequel est le sujet de ce mémoire de maîtrise, la possibilité d'étendre l'utilisation du même procédé au traitement des eaux usées municipales a été étudiée. Ce projet a été réalisé en collaboration avec JMI/USFilter/Veolia et la Station d'épuration (STEP) de la ville de St-Hyacinthe et financé par le Fonds d'action québécois pour le développement durable (FAQDD) et le Conseil national de recherche en sciences naturelles et génies (CRSNG). Le développement du procédé FPB a été accompli en premier lieu à l'École Polytechnique sur banc d'essai en laboratoire et à la STEP de St-Hyacinthe où il a été testé à l'échelle pilote.

### **1.3 Objectifs**

Dans le cadre de ce projet, une nouvelle application du procédé en 2 étapes est réalisé. Afin de déterminer les conditions optimales d'opération du procédé pour le traitement des eaux usées municipales, l'optimisation des conditions d'opérations du réacteur bactérien est d'abord réalisée. Ensuite, le potentiel de réduction de boues du procédé complet en 2 étapes sera testé.

#### **1.3.1 Optimisation du réacteur bactérien**

Le premier objectif de ce projet est de déterminer les conditions optimales de température et de temps de rétention hydraulique pour l'opération du réacteur bactérien.

#### **1.3.2 Développement du procédé FPB**

Le deuxième objectif est de développer le procédé FPB pour le traitement d'un affluent municipal réel afin d'obtenir une réduction du coefficient de croissance observée supérieure à 15% si ce dernier est inférieur à 0,8 g MVES/g DBO. Si ce coefficient est supérieur à cette valeur, une réduction d'au moins 30% est visée. Ces pourcentages de réduction ont été adoptés par les membres du groupe de recherche travaillant sur ce projet.

### **1.4 Organisation du mémoire**

La problématique, une mise en contexte et les objectifs de recherche ont été présentés au chapitre 1. La revue de la documentation, qui fait l'objet du deuxième chapitre, présente différents procédés de réduction des boues utilisés dans le traitement biologique des eaux usées.

Les montages expérimentaux utilisés, le mode d'opération des réacteurs ainsi que les méthodes analytiques sont détaillés au chapitre 3 portant sur les matériel et méthodes. Les équations utilisées pour les calculs de la production de boues, des bilans massiques et autres sont également présentées dans cette section.

Les chapitres 4 et 5 portent respectivement sur la présentation et la discussion des résultats obtenus lors des essais d'optimisation du réacteur bactérien et du développement du procédé FPB. Plusieurs tableaux de résultats sont présentés en annexe de ce document, à la suite de la conclusion.

## CHAPITRE 2

### REVUE DE LA LITTÉRATURE

#### 2.1 Boues primaires

Les boues produites dans le traitement des eaux usées sont de deux types : celles dites primaires et celles dites biologiques. Les boues primaires proviennent d'une décantation primaire de l'affluent (figure 2.1). Avant cette décantation, l'affluent n'a subi qu'un dégrillage et un dessablage. Lors du dégrillage, l'affluent brut traverse une grille qui retient les particules grossières organiques et inorganiques. La décantation primaire enlève à l'affluent en moyenne 30 à 40 % de son contenu en DBO et 50 à 65% de son contenu en MES (Metcalf et Eddy, 2003). Ces boues contiennent suffisamment de matière organique pour être digérées de façon aérobiose ou anaérobiose. Lorsqu'elles ne sont pas mélangées avec les boues biologiques, la siccité des boues primaires est entre 5 et 9% (Metcalf et Eddy, 2003). Les boues primaires se déshydratent donc plus facilement que les boues biologiques qui ont une siccité beaucoup plus faible.

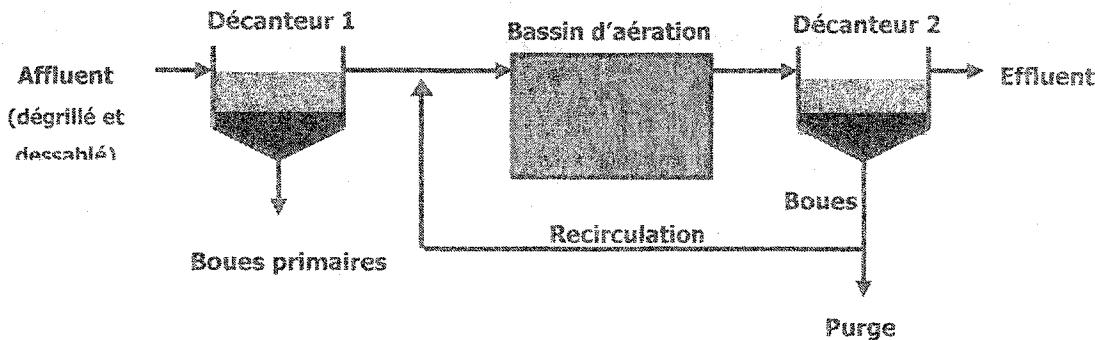


Figure 2.1: Schéma du traitement biologique des eaux usées

#### 2.2 Boues biologiques

##### 2.2.1 Origine

Contrairement aux boues primaires, les boues biologiques ne proviennent pas de l'affluent, mais sont plutôt produites à la station d'épuration. Elles sont formées à partir d'une biomasse maintenue active par une aération et une alimentation constantes. Cette biomasse, appelée boues activées, est composée à environ 30% en matière sèche de bactéries. Les protozoaires, organismes eucaryotes unicellulaires, représentent le deuxième plus important groupe en nombre avec près de 5% du poids sec des boues activées (Curds, 1998). Le troisième groupe

microbien le plus important est représenté par les métazoaires, dont font partie les rotifères et les nématodes.

Les boues activées, puisqu'elles ont une densité légèrement supérieure à la densité de l'eau dans laquelle elles se trouvent, sédimentent lorsqu'elles entrent dans un décanteur à la sortie du bassin d'aération. La plus grande partie de cette boue décantée et concentrée est retournée dans le bassin d'aération (figure 2.1). Une petite partie est purgée quotidiennement afin de maintenir un certain âge des boues. Ces boues purgées constituent l'origine de la production des boues biologiques.

Dans le traitement biologique des eaux usées municipales, la proportion des boues primaires et secondaires est d'environ 50-50%, dépendamment du type d'affluent à traiter (tableau 2.1). Le pourcentage de matière organique contenu dans chaque boue varie également, mais les boues biologiques en contiennent davantage, ce qui rend leur siccité plus faible et leur déshydratation plus difficile.

Tableau 2.1 : Comparaison des boues primaires et biologiques de la STEP de St-Hyacinthe

Caractéristiques	Primaires	Biologiques
Origine	Décantation primaire	Décantation secondaire
Proportion relative	40-50%	50-60%
% matière organique	50%	80%
Siccité	5-6%	2%
Déshydratation	Facile	Difficile

### 2.2.2 Production

La production de boues biologiques est le résultat de l'activité des microorganismes présents dans les boues activées qui utilisent la matière organique et les nutriments contenus dans l'eau pour leur croissance et leurs besoins en énergie. De façon plus détaillée, la production de boues ( $P_x$ ) est égale à la somme des biomasses hétérotrophe et nitrifiante, des débris cellulaires et des matières inertes (équation 2.1).

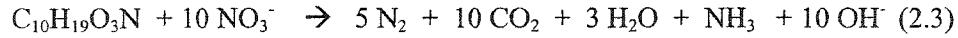
$$P_x = \text{Biomasse hétérotrophe} + \text{Biomasse nitrifiante} + \text{Débris cellulaires} + \text{Matières inertes} \quad (2.1)$$

### a. Biomasse hétérotrophe

En présence d'oxygène et de nutriments, la biomasse hétérotrophe aérobie oxyde la matière organique (simplifiée par les éléments C, H, O, N, P et S) pour former du gaz carbonique, de l'ammoniaque et des nouvelles cellules ( $C_5H_7NO_2$ ) (équation 2.2). Les microorganismes faisant partie de ce groupe sont des bactéries, des protozoaires et des organismes supérieurs comme les rotifères.

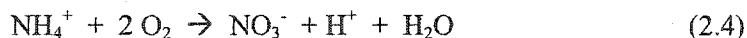


En absence d'oxygène, des bactéries hétérotrophes dénitritifiantes utilisent les nitrates comme accepteurs d'électrons et les convertissent en azote gazeux (équation 2.3).



### b. Biomasse nitrifiante

D'autres microorganismes, les bactéries nitrifiantes, utilisent l'ammoniaque comme donneur d'électrons et l'oxygène comme accepteur d'électrons. Les deux microorganismes qui effectuent une transformation complète de l'ammoniaque ( $NH_4^+$ ) en nitrates ( $NO_3^-$ ) sont *Nitrosomonas* et *Nitrobacter*. Le premier transforme l'ammoniaque en nitrites ( $NO_2^-$ ), alors que le deuxième transforme les nitrites en nitrates. La réaction globale de la nitrification est représentée par l'équation 2.4.



### c. Débris cellulaires

La troisième fraction de la boue produite est composée de débris cellulaires provenant de cellules bactériennes lysées ou ayant subi une prédation par les protozoaires. Selon Ratsak et al. (1996), seulement 1 à 10% des bactéries seraient en vie dans un système de boues activées. Une partie des cellules mortes serait toujours intacte et donc non disponible comme source d'énergie, de carbone et de nutriments pour les bactéries viables. Ces cellules mortes intactes contribuent donc à augmenter la quantité de solides inertes s'accumulant dans le système.

Plusieurs procédés de réduction des boues sont basés sur le principe de la réduction de cette fraction composée de débris cellulaires dans les boues produites. Des procédés physiques, chimiques et biologiques de réduction des boues visent à provoquer la lyse des ces cellules bactériennes mortes afin de les rendre disponibles comme substrat utilisable par les bactéries viables. Cette croissance de la biomasse à partir du substrat de lyse se nomme croissance cryptique.

#### d. Matière non-biodégradable

Les composés non-biodégradables contenus dans l'affluent composent la dernière fraction des boues produites. Ils se mesurent pas la quantité de MVES non-biodégradable à l'effluent.

##### 2.2.3 Coefficient de croissance

La quantité de boues produite est directement proportionnelle au taux de croissance de la biomasse qui compose les boues. Ce taux, appelée coefficient de croissance observée ( $Y_{obs}$ ), est l'efficacité avec laquelle la biomasse convertit l'énergie consommée en nouvelle biomasse. La quantité consommée de substrat qui ne sert pas à la croissance de la biomasse ( $1-Y_{obs}$ ) est utilisée pour répondre à d'autres besoins de la cellule, dont la maintenance, la motilité, etc. (figure 2.2).

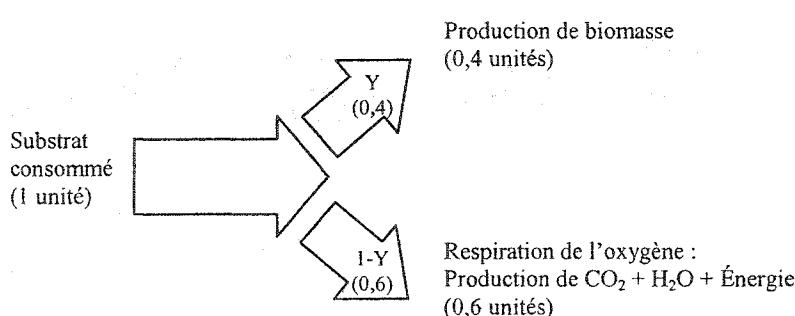


Figure 2.2 : Utilisation du substrat consommé (en unité DCO) selon le coefficient de croissance

Le coefficient de croissance observée est en fait une moyenne du coefficient de croissance des organismes hétérotrophes et autotrophes et tient également compte de la respiration endogène

des organismes. Ce coefficient est défini comme étant la quantité de biomasse produite, mesurée en MVES, par unité de substrat consommé en DCO ou DBO (équation 2.5).

$$Y_{obs} = \frac{MVES \text{ produite}}{DBO_5 \text{ consommée}} \quad (2.5)$$

Pour la biomasse d'une station d'épuration municipale typique, la valeur de  $Y_{obs}$  est d'environ 0,6 g MVES/g DBO (Metcalf et Eddy, 2003). Ce coefficient est fonction de plusieurs facteurs dont la qualité de l'affluent (charge, teneur en MVES, équilibre en nutriments, température, etc.), les conditions opérationnelles (type de procédés, temps de rétention hydraulique et des boues, etc.) et les conditions environnementales (température, oxygène dissous et pH).

### 2.3 Procédés de réduction des boues

Il existe plusieurs procédés de réduction des boues primaires et secondaires. Certains procédés changent les conditions de croissance de la biomasse pour faire en sorte qu'elles produisent moins de boues, alors que d'autres procédés sont employés en fin de traitement afin de réduire les boues déjà produites.

Ces derniers procédés visent à réduire la quantité de boues primaires et secondaires extraites de la chaîne de traitement de l'eau usée. Différents procédés peuvent alors être mis en œuvre pour réduire ces boues avant leur disposition finale, tels la digestion aérobie ou anaérobiose, l'épaississement gravitaire ou encore la déshydratation. Les boues sont finalement éliminées de différentes façon, dont l'enfouissement et la valorisation agricole. Les procédés de traitement des boues constituent une voie très intéressante dans la recherche de méthode de réduction des boues, mais seuls les procédés concernant la réduction de la production des boues proprement dites seront davantage discutés dans le cadre de cette revue de la documentation.

La section qui suit décrit les procédés qui réduisent directement la production de boues biologiques. Ils sont classifiés en deux groupes en fonction de leur rôle : La réduction de la croissance de la biomasse et la réduction des débris cellulaires et de matière non-biodégradable dans les boues. Les procédés de chaque groupe seront de plus séparés selon le type de

traitement : physique, chimique ou biologique. Le tableau 2.2 résume la classification des procédés de réduction de boues et présente un exemple des  $Y_{obs}$  obtenus par chaque procédé.

Tableau 2.2 : Procédés de réduction de la production de boues

1. Réduction de la croissance de la biomasse			
Procédés		Réduction $Y_{obs}$	Référence
a. Biologiques	1. Aération-Décantation-Anaérobie (OSA)	58%	Chen et al., 2001
	2. Manipulation de l'écosystème	57%	Lee et al., 1996
b. Chimiques	1. Agent découplant (2,4-DNP)	30%	Mayhew et al., 1998
	2. Agent découplant (TCP)	43%	Strand et al., 1999
2. Réduction des débris cellulaires et de la matière non-biodégradable			
Procédés		Réduction $Y_{obs}$	Référence
a. Biologique	1. Digestion aérobie	63%	Rensink et al., 1997
	2. Digestion aérobie thermophile	93%	Shiota, 2002
b. Physiques : Oxygène dissous		46%	Liu, 2001
c. Physico-chimiques	1. Sonification	40%	Rocher et al., 1999
	2. Ozonation	30%	Sakai et al., 1997
	3. Chloration	65%	Saby et al., 2002

### 2.3.1 Réduction de la croissance de la biomasse

Les procédés appartenant à cette première catégorie visent à réduire directement la croissance des biomasses hétérotrophe et nitrifiante présentent dans les boues activées par des procédés chimiques et biologiques.

#### a. Procédés biologiques

##### 1. Procédés OSA

Le procédé Oxic-Settling-Anaerobic ou procédé OSA est réalisé par l'ajout d'un bassin anaérobie dans la boucle de recirculation des boues secondaires (figure 2.3). En condition anaérobie, les microorganismes aérobies provenant du bassin d'aération, soumis à un stress, sont forcés d'utiliser leurs réserves en ATP comme source d'énergie. De retour en condition aérobie, ils doivent refaire leurs réserve en ATP avant de synthétiser de la nouvelle biomasse. Par cette stimulation du catabolisme, il a été possible de diminuer le coefficient de croissance des cellules de 0,40 à 0,17 mg MVES/mg DCO (Chen et al., 2001).

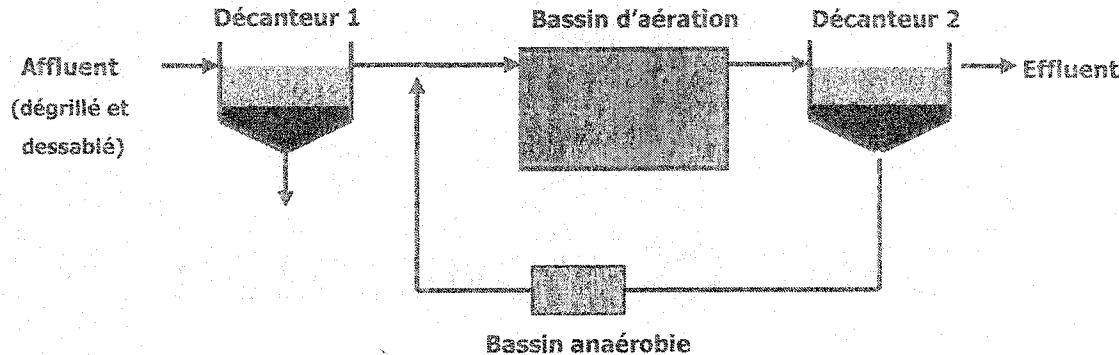


Figure 2.3 : Schéma du procédé OSA

Un traitement physique est fait au boues avant leur entrée dans le bassin anaérobie. Ce traitement consiste en une centrifugation et un dégrillage ( $250\mu\text{m}$ ) afin d'enlever les matières inertes qui pourraient s'accumuler dans le système. Les boues séjournent ensuite entre 10 et 20 jours dans le bassin anaérobie avant de retourner dans le bassin d'aération.

En plus de réduire considérablement la quantité de boues en excès devant être purgée du système, le procédé OSA élimine les bactéries filamentueuses dans le bassin anaérobie. Il permet enfin la création de flocs plus denses qui sédiment rapidement. Le principal désavantage de ce procédé est l'augmentation des besoins en aération.

## 2. Manipulation de l'écosystème

Le coefficient de croissance, facteur proportionnel à la production de boues, est fonction du type de biomasse présente dans le traitement. En fait, un système de traitement biologique des eaux usées est un écosystème constitué de plusieurs niveaux trophiques, c'est-à-dire de consommateurs primaires (bactéries) et secondaires (protozoaires, rotifères, etc). Les niveaux trophiques les plus élevés dans la chaîne contiennent une quantité d'énergie disponible moindre en raison de l'inefficacité croissante de conversion de la matière organique en énergie d'un niveau trophique inférieur à un niveau supérieur. Le coefficient de croissance peut être utilisé afin de comparer l'efficacité de conversion à chaque niveau. Plus on monte dans la chaîne alimentaire, plus le coefficient de croissance est faible. Par exemple, les protozoaires ont un

coefficient de croissance jusqu'à quatre fois plus faible que les bactéries dont ils se nourrissent (Tableau 2.3).

Tableau 2.3 : Coefficient de croissance de micro-organismes des boues activées (adapté de Ratsak et al., 1996)

Niveaux trophiques		Boues activées	$\gamma_{obs}$ (g MVES/g DCO)
Producteurs		Matière organique	-
Consommateurs	Primaires	Bactéries hétérotrophes	0,60
	Secondaires	Protozoaires	0,15-0,50
	Tertiaires	Métazoaires	0,30

Exemple hypothétique

Le nombre relatif de ces organismes varie en fonction de plusieurs facteurs, dont le temps de rétention des boues et le rapport F/M. On remarque qu'un faible rapport F/M favorise le développement de métazoaires, dont les rotifères (figure 2.4)

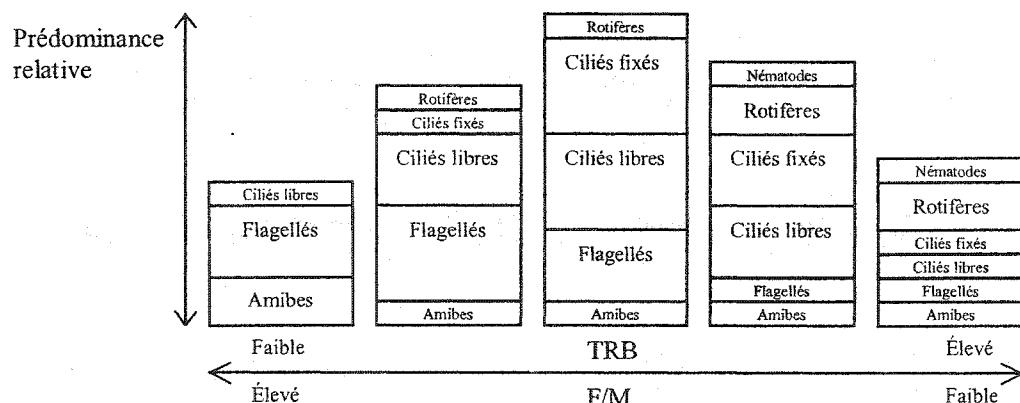


Figure 2.4 : Prédominance relative d'organismes en fonction du rapport F/M et du TRB (Adapté de Metcalf et Eddy, 2003)

Les procédés suivants ont été élaborés dans le but d'augmenter la proportion d'organismes supérieurs comme les protozoaires afin de diminuer le coefficient de croissance et donc la production de boues.

Dans les boues activées conventionnelles, la faible concentration de substrat dans le bassin d'aération favorise la formation de bactéries floculantes. Les flocs produits sont nécessaires à la bonne décantation des boues, mais ils protègent les bactéries qui s'y trouvent de leurs prédateurs, les protozoaires. Si les protozoaires avaient davantage accès à ces bactéries, cela pourrait avoir comme effet de réduire la production de boues. Une solution pour favoriser la disponibilité des bactériens aux prédateurs consiste en la création d'un système à deux étapes afin de séparer le milieu de croissance des bactéries de celui des protozoaires (Ratsak et al., 1994 ; Lee et Welander, 1996). La première étape s'effectue dans un réacteur de type chémostat sans recirculation, le réacteur bactérien (figure 2.5). Ce réacteur favorise une croissance dispersée des bactéries par un court temps de rétention hydraulique de l'effluent du décanter primaire. La principale fonction de ce premier réacteur est l'enlèvement de la matière organique facilement biodégradable et sa transformation en biomasse.

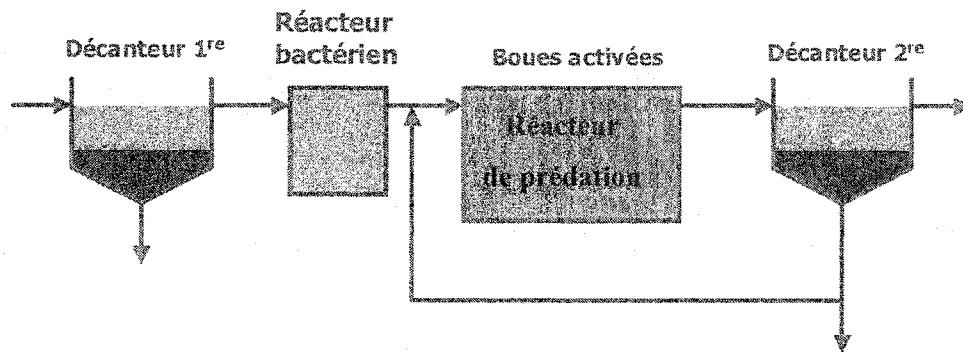


Figure 2.5. Schéma du procédé FPB en deux étapes

Lors de la deuxième étape, les bactéries sont dirigées vers un réacteur contenant des boues activées. Ce deuxième réacteur est conçu pour des temps de rétention des liquides et des solides permettant la croissance de protozoaires. La biomasse produite dans le premier est donc éliminée dans ce réacteur de prédation, créant ainsi un procédé à faible production de boues. Les caractéristiques de chaque réacteur sont regroupées au tableau 2.4

Tableau 2.4. Caractéristiques des réacteurs bactérien et de prédatation du procédé FPB

Caractéristiques	Réacteurs	
	Bactérien	De Prédatation
TRH	Court (1-2 h)	Moyen-long (6h)
TRB	Court (1-2 h)	Long (>6d)
F/M	(10-20 g DBO/g MVES.d)	(0,2-0,4 g DBO/g MVES.d)
Fonctions principales	Enlèvement de la matière organique facilement biodégradable production de biomasse bactérienne	Consommation de la biomasse bactérienne Réduction de la production de boues

Ce procédé a permis une réduction du coefficient de croissance de 0,20 à 0,09 g MVES/g DCO avec l'utilisation de polyéthylène comme support de croissance dans le deuxième réacteur (Lee et Welander, 1996). Un affluent synthétique composé de méthanol et d'acide acétique, deux substances rapidement biodégradables, a été utilisé. Le développement des rotifères dans les boues activées aurait eu un effet significatif sur la réduction des boues. En effet, leur apparition dans le réacteur de boues activées concorde avec une diminution significative de  $Y_{obs}$  (Lee et Welander, 1996).

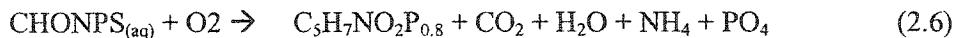
La source de matière organique et sa biodégradabilité seraient deux facteurs très importants dans le succès du procédé FPB. Le tableau 2.5 présente une comparaison des résultats obtenus par différents auteurs en fonction du type d'affluent utilisé.

Tableau 2.5. Comparaison des résultats obtenus par différents auteurs

Année	Auteurs	Affluents <sup>1</sup>	Réacteur de prédatation	$Y_{obs}^3$	Réduction de $Y_{obs}$	+	Autres notes
1994	Ratsak et al.	B	CM, S	0,15	12-43%	IVB	$NO_3$ et $PO_4$ à l'effluent
1996	Lee et al.	PP	S	0,06	60-83%	-	$NO_3$ et $PO_4$ à l'effluent, Filamenteuses
2000	Ghyoot et al. <sup>4</sup>	S	BA	0,07-0,29	Pas de témoin	-	$NO_3$ , $PO_4$ et MES élevés à l'effluent
		S	BRM	0,02-0,30	Pas de témoin	-	-

<sup>1</sup> B : Brassicole, PP : Pâtes et papiers, S : Synthétique et M : Municipal<sup>2</sup> CM : Complètement mélangé, S : Support de croissance, BA : Boues activées et BRM : bioréacteur à membrane.<sup>3</sup>  $Y_{obs}$  = g MES/g DCO<sup>4</sup> Ghyoot et al. (2000) se basent sur les résultats de Lee et al. (1996) pour la validité du procédé FPB et n'utilisent pas de témoin pour mesurer la réduction du  $Y_{obs}$ .

La majorité des essais du procédé en deux étapes ont engendré une augmentation des concentrations en nitrate et en phosphore à l'effluent (tableau 2.4). Ces deux nutriments étant des sous-produits de la minéralisation, une augmentation de la respiration par les organismes supérieurs entraîne une plus grande libération de  $\text{CO}_2$  et de  $\text{NO}_3$  et de  $\text{PO}_4$  dans le milieu. L'équation de minéralisation (équation 2.6) démontre la transformation de matière organique filtrée ( $\text{CHONPS}_{(\text{aq})}$ ) en biomasse ( $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2\text{P}_{0.8}$ ) et en sous-produits d'azote et de phosphore.



Afin de déterminer si leur procédé à faible production de boues peut nuire à la nitrification, l'impact des prédateurs sur les bactéries nitrifiantes dans les procédés aérobies a été évalué (Lee et Welander, 1994). L'activité des bactéries nitrifiantes est influencée par plusieurs facteurs dont le TRH, le rapport carbone-azote de l'affluent, la température, le pH et les concentrations en oxygène dissous et en ammoniacal. Un facteur beaucoup moins connu influençant leur croissance est la présence de prédateurs comme les protozoaires. Le taux de nitrification peut doubler si un inhibiteur de croissance spécifique aux eucaryotes est ajouté au boues activées (Lee et Welander, 1994). L'effet de la prédation serait plus important sur les bactéries nitrifiantes que les bactéries hétérotrophes, car elles ont un taux de croissance plus faible que ces dernières. L'effet de la prédation diminue en quelque sorte le temps de rétention des boues réel au-dessous de la valeur critique à laquelle certains microorganismes à faible taux de croissance ne peuvent plus survivre.

#### **b. Procédés chimiques : découplage entre le catabolisme et l'anabolisme**

Le catabolisme consiste en la consommation du substrat pour la fabrication d'énergie. Il est réalisé par plusieurs voies métaboliques dont la glycolyse, le cycle de Krebs et la phosphorylation oxydative. L'énergie ainsi produite est utilisée dans l'accomplissement de fonctions essentielles à la cellule : la division, la croissance et le maintien cellulaire, la motilité, etc. L'utilisation de l'énergie à des fins de synthèse cellulaire se nomme anabolisme. La relation entre la production et la consommation d'énergie dans la cellule est montrée à la figure 2.6.

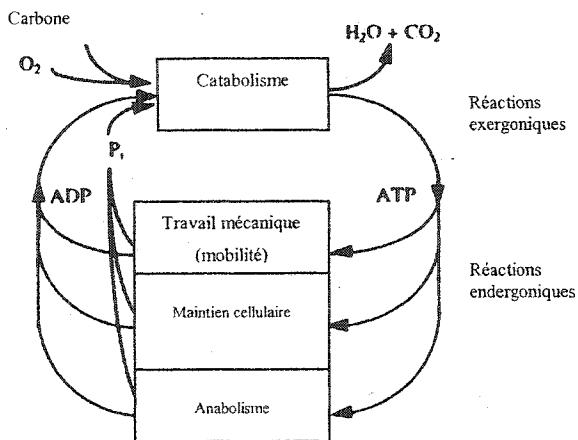


Figure 2.6. Schéma de la relation entre les réactions productrices et consommatrices d'énergie de la cellule. (Adapté de Low et al., 1999)

Une cellule produit normalement la quantité d'énergie requise pour répondre à ses besoins de maintien cellulaire, de motilité et de croissance. Il est cependant possible de découpler le catabolisme de l'anabolisme et de faire en sorte que la cellule disperse l'énergie produite en chaleur. Plusieurs méthodes de découplage chimique et physique ont été expérimentées à ce jour.

La production d'énergie sous forme d'adénosine tri-phosphates (ATP) est réalisée grâce à un gradient de protons qui est maintenu de part et d'autre de la membrane cellulaire. Ce gradient est utilisé comme force électro-motrice pour la phosphorylation de molécules d'adénosine di-phosphates (ADP) en ATP en présence d'oxygène, d'où le nom de phosphorylation oxydative. Certaines substances chimiques sont capables de perturber le bon fonctionnement du catabolisme en diminuant l'efficacité de la phosphorylation oxydative. Ces substances chimiques, des agents découplants, agissent sur la perméabilité de la membrane aux protons, diminuant le gradient de protons et donc la force électro-motrice permettant la synthèse d'ATP. En présence d'agents découplants, les cellules continuent de consommer le substrat, mais ont une efficacité de synthèse d'énergie diminuée. L'énergie produite servira donc en premier à satisfaire les besoins de maintien cellulaire et ensuite ceux de croissance, ce qui explique la diminution de la production de boues. Plusieurs agents découplants ont été expérimentés dans les systèmes biologiques de traitement des eaux .

L'effet de l'addition de l'agent découpant 2,4-dinitrophénol (2,4-DNP) sur la production de biomasse des boues activées a été testé (Mayhew et Stephenson, 1998). Une concentration de 4 mg/L de 2,4-DNP a provoqué une diminution du coefficient de croissance ( $Y_{obs}$ ) de 0,42 à 0,30 g MVES/g DBO. Aucun effet négatif significatif sur l'efficacité de traitement n'a été remarqué.

Les résultats d'une autre étude montrent que le 2,4-DNP n'est peut-être pas l'agent le plus efficace. Parmi une douzaine agents découpant testés, dont le 2,4-DNP, le 2,4,5-trichlorophénol (TCP) s'est avéré être le plus efficace (Strand et al., 1999). Une diminution du coefficient de croissance de 0,42 à 0,25 g MVES/g DCO fut observée avec cet agent. Une concentration minimale de l'agent fut cependant nécessaire pour l'observation d'un effet sur la production de biomasse. Le TCP n'a pas semblé affecter l'efficacité d'enlèvement de la matière organique. La présence d'agent découpant à l'effluent tout au long de son utilisation ainsi qu'une diminution de l'effet du TCP avec le temps ont par contre été remarqués par les auteurs de l'étude. LE TCP est même devenu complètement inefficace après environ 60 jours. Ceci pourrait s'expliquer par une acclimatation de la biomasse qui devient apte à dégrader le produit plus facilement.

Des diminutions du  $Y_{obs}$  allant de 40 à 70% ont été mesurées par l'utilisation d'agents découpants divers (Chen et al., 2000 et 2001; Low et Chase, 1998). Que ce soit avec le TCS, le para-nitrophénol, ou le 2,4-DNP, ces études confirment la présence d'un niveau seuil en deçà duquel l'agent n'a plus d'effet de réduction de la production de boues

### **2.3.2 Réduction des débris cellulaires et de la matière non-biodégradable**

La plupart des procédés de réduction des boues appartenant à cette catégorie réduisent la quantité de débris cellulaires et de la matière non-biodégradable contenus dans les boues activées. C'est après leur décantation que les boues sont le plus concentrées et où il est le plus facile d'appliquer efficacement un traitement aux débris cellulaires et autre matière non-biodégradables pour les rendre dégradables de retour dans le bassin de boues activées.

#### **a. Procédés biologiques : Digestion des boues**

##### **1. Digestion aérobie**

L'effet de la digestion aérobie des boues par des vers oligochètes (*Tubificidae*) sur la production de boues a été testé (Rensink et Rulkens, 1997 ; Luxmy et al., 2001). Des boues activées en

excès provenant d'un système de traitement d'un effluent brassicole ont été minéralisés par des vers sur lits bactériens, provoquant une diminution du coefficient de croissance de 0,40 à 0,15 g MVES/g DCO. Ce procédé a même permis une amélioration de l'efficacité de décantation, de l'épaississement et de la déshydratation des boues. Par contre, les auteurs ont rapporté différents problèmes comme l'augmentation de la concentration en azote et en phosphore à l'effluent final. Aucun impact sur la nitrification n'a été constaté.

Il existe d'autres procédés à faible production de boues par la digestion aérobie comme les procédés à aération prolongée et ceux ayant un temps de rétention des boues élevé, par exemple plus de 15 jours. Ces deux procédés, en ayant un temps de contact plus long avec la matière organique, permettent la dégradation de composés plus lentement biodégradables qui ne peuvent pas être dégradés dans des procédés à temps de contact plus court. De plus, un temps de rétention plus élevé augmente le taux de respiration endogène de la biomasse, ce qui diminue la quantité de boues produites.

## 2. Digestion aérobie thermophile

Une digestion des boues en excès en condition aérobie à haute température ( $65^{\circ}\text{C}$ ) a permis leur élimination complète sur banc d'essai avec un affluent synthétique (Sakai et al., 2000). Selon cette méthode, les boues en excès provenant d'un réacteur de boues activée conventionnelles sont introduites dans un réacteur aéré à TRH de 24 heures où elles sont solubilisées par l'action de bactéries aérobies thermophiles. Ces bactéries excrètent des enzymes qui solubilisent la matière organique contenue dans les boues en excès. À leur retour dans le bassin de boues activées, ces boues digérées sont alors complètement minéralisées. Ce procédé a été testé à pleine échelle sur une période de trois ans (Shiota, 2002). Une réduction de 93% du coefficient de croissance a alors été observé avec un TRH de 24 à 72 heures dans le réacteur de digestion.

Ce procédé a permis une réduction presque complète des boues en excès à pleine échelle, mais nécessite la construction d'un très grand réacteur pour contenir les boues jusqu'à 72 heures. Les auteurs ne mentionnent pas non plus l'impact du procédé sur les coûts d'aération.

### b. Procédés physiques

L'utilisation de fortes concentrations d'oxygène dissous dans le bassin d'aération peut avoir un impact sur la respiration des microorganismes. Une diminution de 46% du coefficient de croissance a été mesurée lorsque de l'oxygène pur, au lieu de l'air, a été fourni aux microorganismes (Liu, 2001). L'augmentation de l'activité de la biomasse serait due à la plus grande capacité de dégradation du substrat ou peut-être à une augmentation de la concentration en oxygène dans les flocs. Ce procédé a d'ailleurs un impact positif sur les propriétés de décantation des boues, une faible concentration en oxygène pouvant favoriser le développement des bactéries filamenteuses, responsables du phénomène de foisonnement des boues.

### c. Procédés physico-chimiques

#### 1. Sonification

L'étude de la combinaison de différents traitements physico-chimiques sur la réduction des boues montre la possibilité de solubiliser le substrat de façon complète par sonification (240W, 20kHz, 800sec) (Rocher et al., 1999). Les conditions optimales de réduction sont obtenues à un pH de 10 (ajout de NaOH) à 60°C pour une durée de 20 minutes (tableau 2.6). D'autres conditions ont été testées et des pourcentages plus élevés de solubilisation du substrat ont été obtenus. Par contre, ces conditions sont difficiles et plus coûteuses à mettre en oeuvre. En résumé, plus la température augmente et plus le pH se situe près des valeurs extrêmes, plus le pourcentage de solubilisation du substrat est élevé.

Tableau 2.6. Effets de différents traitements sur la solubilisation du substrat (adapté de Rocher et al., 1999)

Traitements	Solubilisation du substrat
90 °C	40%
100 °C	70%
pH = 10, 30 °C	75%
Sonification	100%
pH = 11, 100 °C	110%
pH = 12, 100 °C	200%

Une fois solubilisé, le substrat doit être dégradé pour qu'il y ait un impact sur la production de boue de la station d'épuration. La biodégradabilité des produits de lyse est donc un paramètre très important dans la réduction du coefficient de croissance suite à la solubilisation du substrat.

Par exemple, avec une biodégradabilité de 90% des cellules mortes, une réduction du coefficient de croissance de 40% a été possible en solubilisant 60% de ces cellules (Rocher et al., 1999).

## 2. Ozonation

Une ozonation des boues recirculées est une autre méthode pour provoquer une diminution de la quantité de boues produites (figure 2.7). L'ozone est un oxydant puissant qui détruit les microorganismes des boues et les transforme ainsi en substances organiques facilement dégradables à leur retour dans le bassin d'aération. L'ozone transforme même directement une certaine partie de la biomasse en  $\text{CO}_2$  (Kamiya et al., 1998).

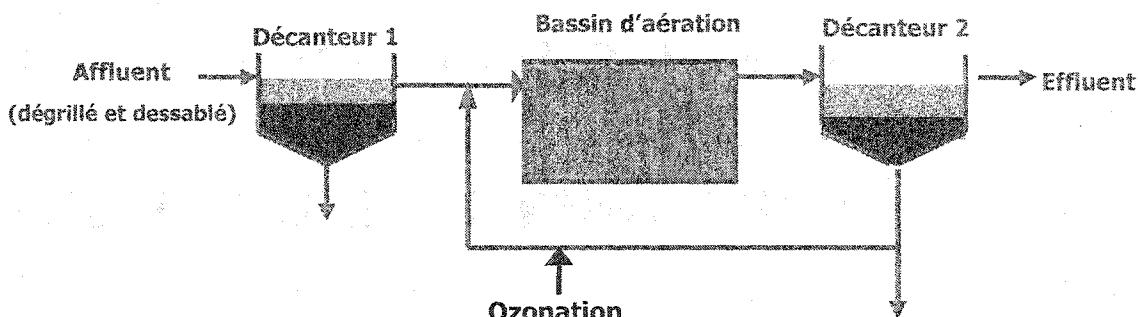


Figure 2.7 : Schéma du procédé de réduction des boues par ozonation

Une réduction de la production des boues de 30% a été obtenu avec ce procédé (Sakai et al., 1997). Un pourcentage de solubilisation du substrat proportionnel à la concentration d'ozone a été constaté. Une concentration minimale d'ozone de 15 mg  $\text{O}_3/\text{g}$  MES serait nécessaire. Une augmentation de la DBO et des MES à l'effluent, ainsi qu'une accumulation de solides inertes dans le système ont été observées.

Des résultats encore plus intéressants peuvent être obtenus avec l'ozonation intermittente des boues recirculées. L'ozonation à 11 mg  $\text{O}_3/\text{g}$  MES de façon intermittente, aurait permis de réduire de 50% la production de boue (Kamiya et al., 1998). Sans intermittence, une concentration d'ozone trois fois plus grande (30 mg  $\text{O}_3/\text{g}$  MES) est nécessaire pour une même réduction de boues produites. L'ozonation a semblé n'avoir qu'une faible influence sur la qualité de l'effluent et sur les propriétés de décantation des boues (Kamiya et al., 1998). Une amélioration de l'efficacité de décantation aurait même été enregistrée, laquelle serait due à une

diminution du nombre de bactéries filamenteuses après ozonation. L'utilisation de l'ozone est par contre économiquement peu avantageux en raison des coûts élevés de production de ce gaz.

### 3. Chloration

L'utilisation du chlore, en remplacement de l'ozone, pourrait être tout aussi efficace dans la solubilisation des boues. Une chloration des boues en excès à une dose de 133 mg/ g MVES a entraîné une réduction de 65% de la production de boues (Saby et al., 2002). L'utilisation de chlore comme agent oxydant a par contre détérioré les propriétés de décantation des boues et a diminué la qualité de l'effluent final. Une augmentation de la DCO filtrée, des nitrates et des ortho-phosphates a été mesurée à l'effluent.

#### 2.3.3 Aspects négatifs de la réduction de production de boues

La réduction de la production de boues peut être avantageuse des points de vue économique et environnemental. Cependant, lors de l'évaluation d'un procédé de réduction des boues, il importe de tenir compte des coûts opérationnels qui y sont associés et de ses impacts potentiels sur la qualité de l'effluent final et sur les propriétés de décantation des boues

##### a. Coûts opérationnels

La plupart des procédés de réduction de boues fonctionne grâce à une augmentation de la respiration cellulaire. Pour satisfaire ces nouveaux besoins en oxygène, une augmentation de l'aération est nécessaire, ce qui se traduit par une augmentation des coûts en énergie. Une augmentation des coûts opérationnels peut également être due à la charge de travail qu'exige l'application d'un précédent supplémentaire.

##### b. Qualité de l'effluent final

L'application des procédés décrits plus haut peuvent altérer de façon significative la qualité de l'effluent final de la station. La croissance cryptique, stimulée par certains procédés, est souvent associée par l'augmentation de sous-produits d'azote et de phosphore dans l'effluent final (voir équation 2.6).

Au Québec, des normes imposent une concentration limite de phosphore à l'effluent de 1 mg P/l. Aucune norme n'existe pour l'enlèvement de l'azote, mais, tout comme le phosphore, ses sous-produits ont un impact néfaste sur l'environnemental.

### c. Propriétés de décantation

Les qualités de décantation et de l'effluent final sont fortement influencées par l'équilibre de la population microbienne en place. Par exemple, une augmentation de bactéries filamenteuses dans les boues activées peut causer un foisonnement des boues. Aussi, il est prouvé que la présence de protozoaires dans les boues activées a un impact positif sur la qualité de l'effluent (Salvado et al., 1995). Donc, L'implantation d'un nouveau procédé qui modifie l'équilibre de la population en place risque d'altérer les qualités de décantation et de l'effluent final.

#### 2.3.4 Comparaison des méthodes de réduction

Les procédés de réduction basés sur la manipulations des écosystèmes requièrent un contrôle très strict des conditions environnementales pour favoriser la croissance d'organismes spécifiques. Ils nécessitent de plus un temps de rétention des boues relativement long pour favoriser le développement d'organismes à faible taux de croissance, ce qui nécessite une augmentation de la taille des bassins ou l'utilisation d'une technologie coûteuse, comme les membranes, pour séparer les solides de l'effluent.

L'ozonation, le procédé OSA et les procédés thermiques ont tous des coûts de capitalisation et d'opération très élevés. C'est à dire que leur implantation entraîne des dépenses pour l'achat d'instruments et pour la construction de nouveaux bassins et conduits. Un avantage de ces procédés est qu'ils ne requièrent pas d'ajout de produit chimique néfastes pour l'environnement, contrairement aux procédés ayant recours à des agents découpants. Ces derniers sont des substances xénobiotiques potentiellement dangereuses pour l'environnement. Par exemple, le 2,4-DNP est utilisé comme insecticide, herbicide, teinture, agent de conservation du bois, etc. De plus, l'utilisation d'agents découpant dans la réduction des boues n'est efficace qu'à partir d'une concentration relativement élevée. L'effet de l'agent découpant pourrait être atténué suite à l'acclimatation de la biomasse. Il faut en outre s'informer de la présence de traces d'agent découpant à l'effluent, lesquelles peuvent être toxique pour les organismes aquatique vivant dans les cours d'eau récepteurs.

Une altération de la dynamique des populations des microorganismes a été remarqué lorsque des agents découpant sont ajoutés dans la chaîne de traitement (Low et al., 2000). Une disparition des protozoaires ciliés et une apparition des bactéries filamenteuses ont été constatées. Ceci a entraîné une diminution du pourcentage d'enlèvement du substrat et de la concentration de la biomasse dans le réacteur. Il est donc très important d'évaluer toute diminution du coefficient de croissance en parallèle avec une diminution de la performance d'enlèvement du substrat filtré et des nutriments, lesquels ne font pas partie du calcul du coefficient de croissance.

Un aspect intéressant du découplage chimique est son caractère universel. Il est indépendant du type d'espèces présentes, contrairement aux procédés biologiques basés sur la manipulation des réseaux trophiques. Son implantation nécessite un très faible capital, mais engendre une augmentation des besoins en oxygène.

Suite à cette discussion, il est maintenant plus clair que la sélection du procédé ne doit pas être basée uniquement sur sa capacité à réduire la production de boues. En plus de la diminution du coefficient de croissance, plusieurs autres critères doivent être considérés dans le choix du procédé dont le coût d'implantation, la facilité de contrôle du procédé et les effets sur la qualité de l'effluent final et sur les propriétés de décantation.

## CHAPITRE 3

### MATÉRIEL ET MÉTHODES

#### **3.1 Stratégie expérimentale du projet FPB**

La première étape du projet FPB a consisté en le choix d'une station d'épuration des eaux usées municipales où l'eau usée utilisée en laboratoire allait être prélevée et où le procédé FPB à l'échelle pilote allait être installé. Ensuite, l'optimisation du réacteur bactérien a été réalisée par l'étude de deux paramètres opérationnels critiques : le temps de rétention hydraulique (TRH) et la température. Avant d'entreprendre les essais avec le procédé FPB, la validation du système d'opération des boues activées a été réalisée. L'objectif de cet exercice de validation a été de vérifier si deux réacteurs de boues activées opérés dans les mêmes conditions et avec le même affluent obtiennent une production de boues identique, en dépit des nombreuses sources d'erreur et de l'instabilité du système opéré à l'échelle du laboratoire. Des essais avec le procédé FPB pour le traitement d'eaux usées municipales ont ensuite démarré par l'introduction d'un réacteur bactérien en amont d'un des réacteurs de boues activées. Le deuxième réacteur de boues activées a été conservé tel quel comme système de référence. La figure 3.1 résume la stratégie expérimentale du projet FPB à l'échelle du laboratoire.

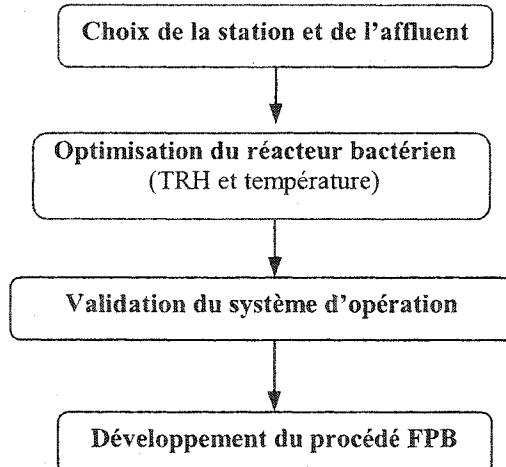


Figure 3.1 Stratégie expérimentale du projet FPB

### 3.2 Choix de la station et de l'affluent

L'eau usée municipale utilisée dans le cadre de ce projet doit provenir d'une station d'épuration ayant les caractéristiques suivantes :

1. Proximité de la région montréalaise
2. Traitement biologique par boues activées
3. Faible temps de rétention de boues
4. Présence d'un décanteur primaire
5. Absence d'apport industriel toxique dans l'affluent
6. Rapport DBO/DCO élevé
7. Facilité de collaboration avec les opérateurs

La station choisie respectant le mieux ces critères est celle de la ville de St-Hyacinthe. Cette station est munie d'un traitement de type boues activées avec décantations primaire et secondaire (figure 3.2). Ses TRH et TRB sont de 6 heures et 5 jours, respectivement.

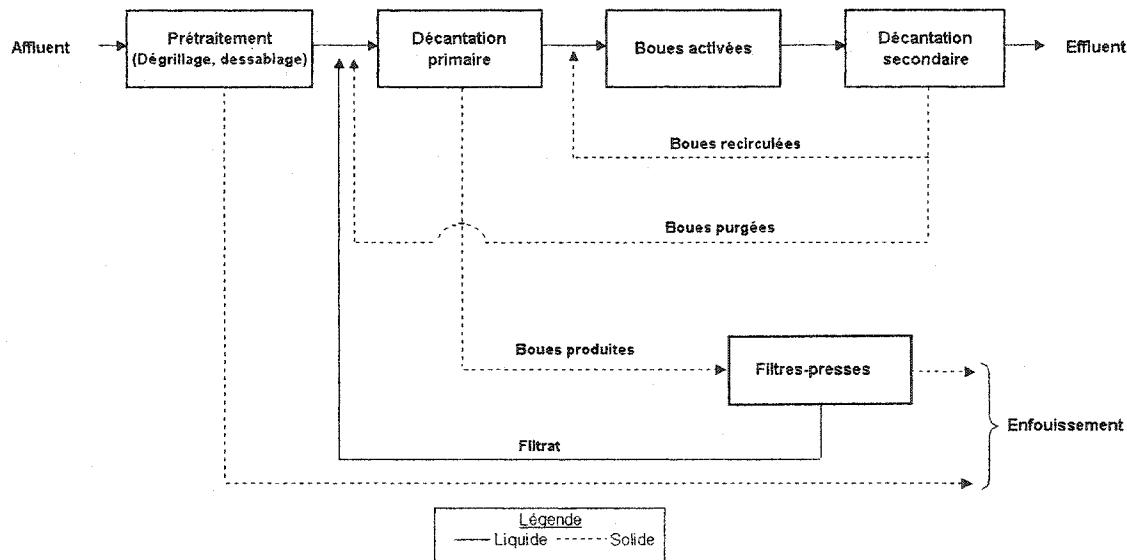


Figure 3.2 : Schéma de la station d'épuration de la ville de St-Hyacinthe

L'affluent de cette station est fortement chargé en rejets industriels (35%), mais de type agroalimentaire donc ne représentant pas un risque élevé de toxicité. De plus, les caractéristiques de l'effluent primaire, celui utilisé dans le cadre de ce projet, en font une eau représentative des eaux usées municipales au Québec (tableau 3.1).

Tableau 3.1 : Caractéristiques de l'effluent primaire de la STEP de St-Hyacinthe

Caractéristiques	Moyenne
Débit (m <sup>3</sup> /d)	35 000
DBO totale (mg/L)	140
DCO totale (mg/L)	300
MES (mg/L)	115
NTK (mg N/L)	30
Ammoniaque (mg N/L)	20
Phosphore total (mg P/L)	3
o-PO <sub>4</sub> (mg P/L)	2
pH	7.4

Des prélèvements d'environ 1000 litres effectués à une fréquence mensuelle ont été conservés pendant une durée maximale d'environ 4 semaines à 4°C en chambre froide à l'École Polytechnique. Pour les manipulations au laboratoire, un contenant d'une capacité de 200 litres muni d'un système de refroidissement a été utilisé. L'homogénéité de l'affluent a été assurée par un système d'agitation. De l'azote et du phosphore sont ajoutés directement dans le contenant lorsque les concentrations de ces deux nutriments ne respectent un rapport DBO: NTK : Pt de 100: 5: 1. Ces sources sont le phosphate de potassium (K<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub>) et le chlorure d'ammonium (NH<sub>4</sub>Cl).

### 3.3 Optimisation du réacteur bactérien

#### 3.3.1 Conditions expérimentales

Quatre temps de rétention hydrauliques (6, 4, 2 et 1 heures) et deux températures (8 et 18°C) ont été testés dans le but d'étudier leurs effets sur l'efficacité du réacteur bactérien et de déterminer les paramètres optimaux. Ces températures ont été choisies car elles représentent les valeurs moyennes des températures de l'eau d'une station en été et en hiver.

#### 3.3.2 Montage expérimental et opération

La principale contrainte de l'utilisation d'un affluent réel au laboratoire est la variabilité de sa qualité. De plus, la quantité d'eau prélevée à la STEP de St-Hyacinthe ne permet qu'un

maximum de 4 semaines d'expérimentation au laboratoire, avant que la qualité de cette eau ne se détériore. Afin que les tests de TRH et de température puissent être réalisés avec plusieurs affluents, deux conditions d'opération différentes ont été testés simultanément, grâce à deux réacteurs utilisés en parallèle. Il a donc été possible d'éliminer l'erreur associée à la variabilité des caractéristiques de l'affluent. De cette façon, les TRH de 4 et 2 heures ont été testés avec un premier affluent (essai TRH-4-2) et les TRH de 6 et 1 heures avec un deuxième (essai TRH-6-1).

Afin d'étudier l'effet de la température, les températures de 8 et 18°C ont été testés aux TRH de 2 et 1 heures avec le même affluent (essais Temp-2h et Temp-1h). Les conditions d'opération des réacteurs sont résumées au tableau 3.2. Trois affluents différents ont été utilisés lors de ces essais, soit les affluents A, B et C.

Tableau 3.2 : Conditions d'opération des essais du TRH et de la température

Essai	TRH		Température	
	TRH-4-2	TRH-6-1	Temp-2h	Temp-1h
Début	18-sept-02	5-oct-02	8-nov-02	22-nov-02
Fin	29-sept-02	13-oct-02	19-nov-02	5-déc-02
Jours (d)	1-12	13-21	34-45	46-59
Durée (d)	12	9	12	14
Affluent (Prélèvement)	A (13-sept)	B (1-oct)	C (6-nov)	C (6-nov)
Réacteur <sup>1</sup>	CM	CM	CM	CM
Volume (L)	3,25	3,25	1,5	1,5
Temp. (°C)	18	18	8    18	8    18
Agitation (rpm)	150	150	150	150
O <sub>2</sub> dissous (%)	20	20	20	20
pH	7,5	7,5	7,6	7,5
TRH (h)	2    4	1    6	2	1

<sup>1</sup> Complètement mélangé sans recirculation

Un schéma et une photo du réacteur bactérien sont présentés aux figures 3.3 et 3.4, respectivement. Grâce à un logiciel d'acquisition de données, les valeurs de température, de pH et d'oxygène dissous ont été enregistrées à intervalle régulier. Le débit d'aération a été fixé de

façon à avoir une concentration en oxygène supérieure ou égale à 20% du pourcentage de saturation.

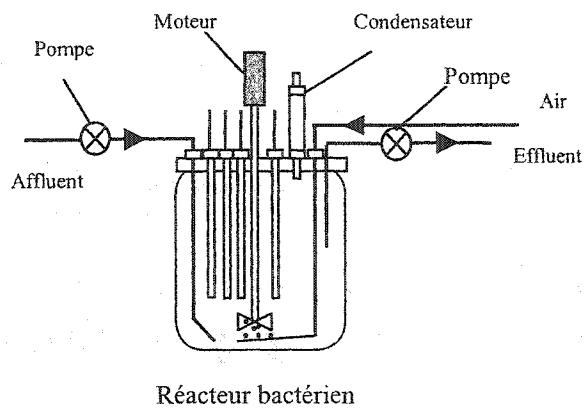


Figure 3.3 : Schéma du réacteur bactérien

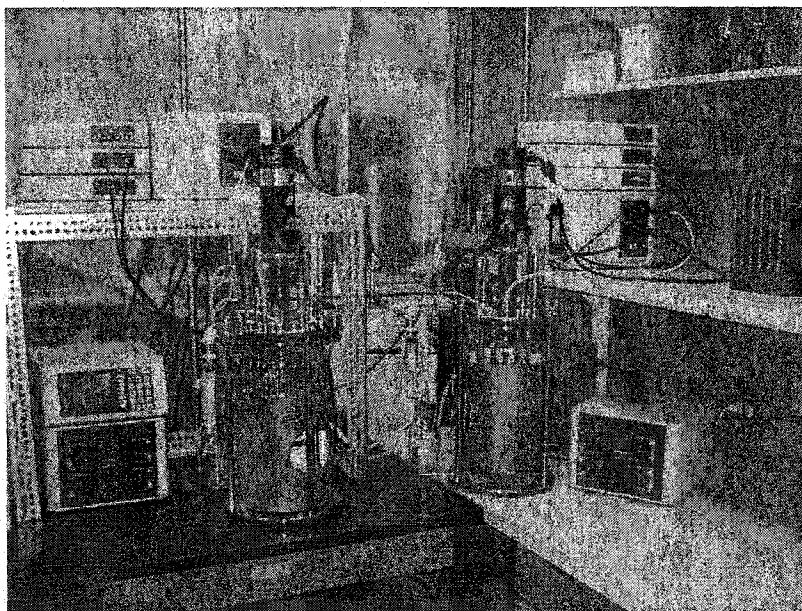


Figure 3.4 Installation de deux réacteurs bactériens en parallèle au laboratoire

### 3.3.3 Analyses

Les analyses effectuées afin de mesurer l'efficacité du réacteur bactérien sont présentées au tableau 3.3.

Tableau 3.3 : Paramètres mesurés en entrée et en sortie du réacteur bactérien

Paramètres	Affluent	Effluent	Replicata
DCO	x	x	3
DBO	x	x	2
MES/MVES	x	x	3
NTK	x	x	2
NH4	x	x	2
NO <sub>2</sub> -NO <sub>3</sub>	x	x	2
Pt	x	x	2
PO <sub>4</sub>	x	x	2
T.U.O.		x	1
Microscopie	x	x	1

## 3.4 Validation du système d'opération des boues activées

### 3.4.1 Conditions expérimentales

La validation du système d'opération des boues activées a consisté en quelque sorte en une période de mise en route de deux réacteurs de boues activées avec système de décantation-recirculation. Les faibles volumes de boues activées utilisés à l'échelle du laboratoire font en sorte que le système de décantation est très instable. L'erreur dans le calcul de la production de boues peut donc faire en sorte qu'une différence de production de boues entre deux réacteurs est difficilement détectable. La validation du système d'opération a donc pour objectif de vérifier si deux systèmes peuvent, en traitant le même affluent et en étant opérés de façon identique, avoir un même rendement en terme d'efficacité de traitement et de production de boues. Le système de décantation utilisé au départ s'est avéré inadéquat en raison de l'instabilité du voile de boues et de la présence de zones septiques dans les décanteurs. Ces inconvénients ont entraînés d'importantes pertes de boues à l'effluent et créés beaucoup d'instabilité dans les concentrations des boues activées. Afin d'éliminer ces problèmes, plusieurs modifications du système de décantation ont été apportées quant au type de décanteurs et à leurs conditions d'opération. La validation du système d'opération a été accomplie en trois essais auxquelles correspondent à l'utilisation d'un nouvel échantillon de boues activées prélevé à la station d'épuration de St-Hyacinthe. Au cours de ces trois essais, des modifications ont également été

apportées au système de décantation dans le but d'augmenter la stabilité du système et de diminuer l'écart de production de boues entre les deux systèmes témoins.

### 3.4.2 Montage expérimental et opération

Le tableau 3.4 présente les conditions d'opérations de la validation du système d'opération. Deux systèmes de réacteurs de boues activées avec décanteur ont été utilisés en parallèle dans les mêmes conditions pour chacune des 3 étapes. Deux affluents, D et E ont été utilisés, de même que trois échantillons de boues activées (i, ii et iii). Un schéma et une photo du montage sont présentés aux figures 3.5 et 3.6, respectivement.

Tableau 3.4 Conditions d'opération des essais de validation

Essai		1	2	3
Début	Date	21-mars-03	9-avr-03	24-avr-03
Fin	Date	4-avr-03	21-avr-03	30-avr-03
Jours d'expérience	d	60-74	75-87	88-94
Durée	d	15	13	7
Affluent (Prélèvement)		D (20-mars-03)	D (20-mars-03)	E (23-avr-03)
Boues activées (Prélèvement)		i (20-mars-03)	ii (7-avr-03)	iii (23-avr-03)
Réacteur <sup>1</sup>		CM-Rec	CM-Rec	CM-Rec
Volume	L	8,0	8,0	8,0
Température	°C	18	18	18
Agitation	rpm	100	100	100
O <sub>2</sub> dissous	%	40	40	40
pH		7,0	7,0	7,0
TRH	h	7,8	7,8	7,8
TRB	d	7,5	6,5	10,0
Décanteur				
Volume	L	6,0	7,0	7,0
Système de raclage		Bras	Magn.	Magn.
Vitesse de rotation <sup>2</sup>	rpm	0,5	100	100
Pente	degrés	25	0	0
Diamètre	cm	30	14	14
Q <sub>r</sub>	%	20	40	30
Voile de boues	L	0,5	1,2	1,1
TRB	min	25	50	60

<sup>1</sup>CM-Rec :réacteur de type complètement mélangé avec recirculation;

<sup>2</sup>Bras : bras racleur mécanique; Magn. = barreau magnétique

<sup>3</sup> La vitesse de rotation concerne celle du bras racleur et celle du barreau magnétique. Ce dernier mesure environ 2 cm de long, ce qui explique sa plus grande vitesse de rotation pour un agitation semblable du voile de boues.

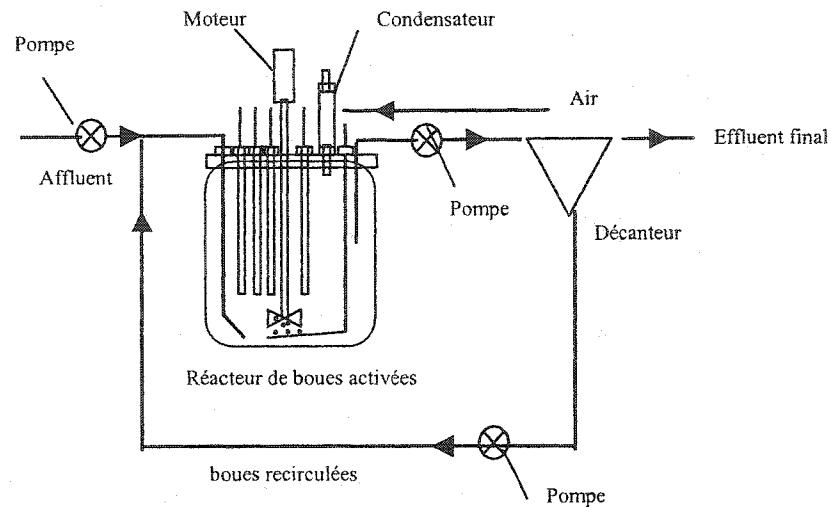


Figure 3.5 : Schéma du réacteur de boues activées avec système de décantation et recirculation

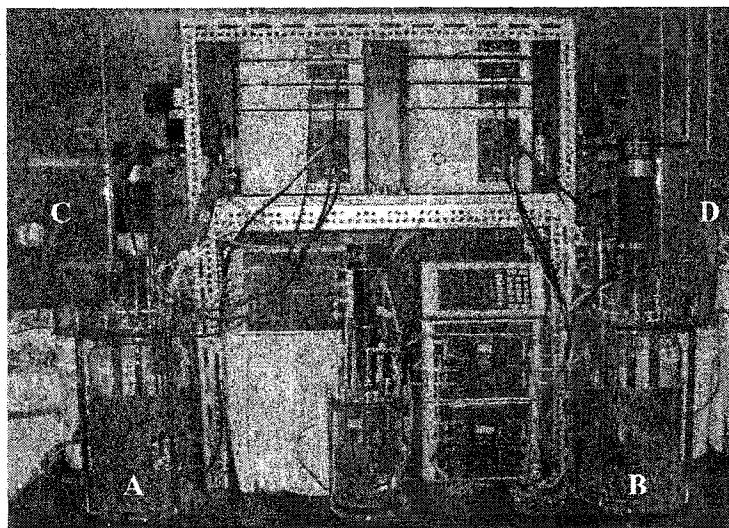


Figure 3.6 : Installation des réacteurs de boues activées témoins (A et B) et de leur décanteur (C et D)

Les valeurs de température, de pH et d'oxygène dissous dans les réacteurs de boues activées ont été enregistrées en continu par le logiciel d'acquisition de données. Le débit d'aération a également été fixé de façon à avoir une concentration en oxygène dissous supérieure ou égale à 40% du pourcentage de saturation.

Un système de raclage des boues a été employé dans les décanteurs afin d'homogénéiser les boues décantées et d'éviter leur accumulation. Deux systèmes de raclage ont été essayés : un système avec bras mécanique actionné par un moteur électrique (figure 3.7) et un autre système avec barreau magnétique. En plus de ces systèmes, d'autres modifications ont été apportées afin d'améliorer l'efficacité de décantation, dont les débits de recirculation et le temps de rétention des boues dans les décanteurs.

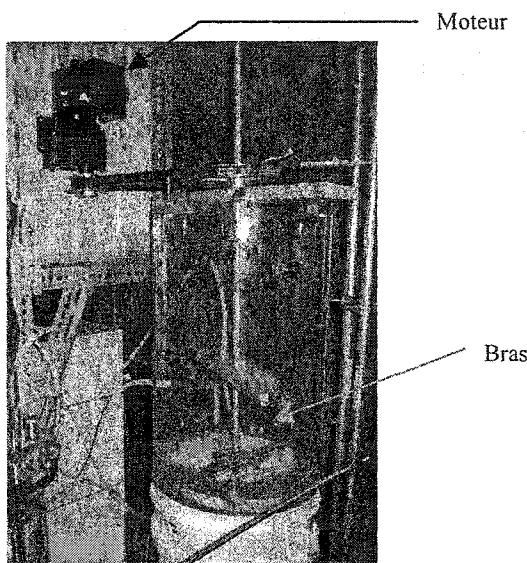


Figure 3.7 : Décanteur et système de raclage avec bras mécanique

### 3.4.3 Analyses

Le tableau 3.5 présente les différents paramètres analysés pour évaluer l'efficacité des deux systèmes témoin utilisés lors des essais de validation.

Tableau 3.5 : Paramètres mesurés des systèmes de boues activées des témoins 1 et 2

Paramètres	Affluent	Boues activées	Boues recirculées	Effluent final	Replicata
DCOt	x	x	x	x	3
DCOs	x			x	3
DBO <sub>5t</sub>	x			x	2
DBO <sub>5s</sub>	x				2
MES/MVES	x	x	x	x	3
NTK	x	x	x	x	2
NH <sub>4</sub>	x			x	2
NO <sub>2</sub> -NO <sub>3</sub>	x			x	2
Pt	x	x	x	x	2
PO <sub>4</sub>	x			x	2
IVB		x			1
T.U.O.		x			1
Microscopie		x			1

### **3.5 Développement du procédé FPB**

#### **3.5.1 Conditions expérimentales**

Le développement du procédé FPB pour le traitement d'eaux usées municipales a été effectué en 4 essais distincts. Le premier essai a été accompli avec l'utilisation du système de boues activées avec décantation et recirculation utilisé durant les essais de validation. Les trois derniers essais ont été réalisées avec un système d'opération avec réacteur biologique séquentiel (RBS). Des difficultés dans l'opération du système avec recirculation ont forcé son abandon pour l'adoption du RBS, lequel est sans recirculation des boues.

#### **3.5.2 Montage expérimental et opération**

Suite aux essais de validation de l'opération des boues activées, le procédé FPB a été mis en marche par l'ajout d'un réacteur bactérien en amont d'un des réacteurs de boues activées témoin. Le deuxième réacteur de boues activées est demeuré un réacteur témoin, utilisé comme référence pour mesurer la réduction de boues. Les paramètres opérationnels du réacteur bactérien et des réacteurs de boues activées FPB et témoin sont présentés au tableau 3.6. Un tableau récapitulatif des conditions expérimentales des ces essais et des essais précédents est présenté à l'annexe A. Les conditions d'opérations des boues activées FPB et témoin sont identiques. Un affluent différent a été utilisé pour chaque essai (affluents E, F, G et H) et 3 boues activées ont été utilisées (iv, v et vi). Un schéma du procédé FPB et du témoin est présenté à la figure 3.8.

Tableau 3.6 Conditions d'opération du réacteur bactérien et des systèmes de boues activées FPB et témoin

		Paramètres FPB			
Etape		FPB-a	FPB-b	FPB-c	FPB-d
Début	Date	1-mai-03	9-juin-03	1-juil-03	22-juil-03
Fin	Date	17-mai-03	30-juin-03	21-juil-03	15-août-03
Jours d'expérience	d	95-111	112-131	132-151	152-176
Durée	d	17	20	20	25
Affluent (Prélèvement)		E (23-avr-03)	F (27-mai-03)	G (26-juin-03)	H (22-juil-03)
Boues activées (Prélèvement)		iv (23-avr-03)	v (8-juin-03)	v (8-juin-03)	vi (22-juil-03)
Réacteur bactérien					
Volume	L	1,75	2	2	2
Température	°C	18	18	18	18
Agitation	rpm	150	150	150	150
O <sub>2</sub> dissous	%	40	40	40	40
pH		6,8	7,7	7,8	7,8
TRH	h	2	2	2	2
TRB	h	2	2	2	2
Réacteur de boues activées					
Type <sup>4</sup>		CM-Rec	RBS	RBS	RBS
Volume	L	6,3	10,0	10,0	8,0
Température	°C	18	18	18	18
Agitation	rpm	100	80	80	80
O <sub>2</sub> dissous	%	40	40	40	40
pH		7,3	7,1	7,1	7,4
TRH	h	7,3	21	21	16
TRB	d	8,0	19	19	11
Cycle	h		6	6	6
Remplissage	h		3	3	3
	L		3	3	3
Réaction	h		2	2	2
Purge	h		0,2	0,2	0,2
Décantation	h		0,8	0,8	0,8
Soutirage	h		0,2	0,2	0,2
Décanter					
Volume	L	7,0			
Système de raclage <sup>5</sup>		Magn.			
Vitesse de rotation	rpm	100			
Pente	Degrés	0			
Q <sub>r</sub>	%	40			
Voile de boues	L	1,1			
TRB	min	50			

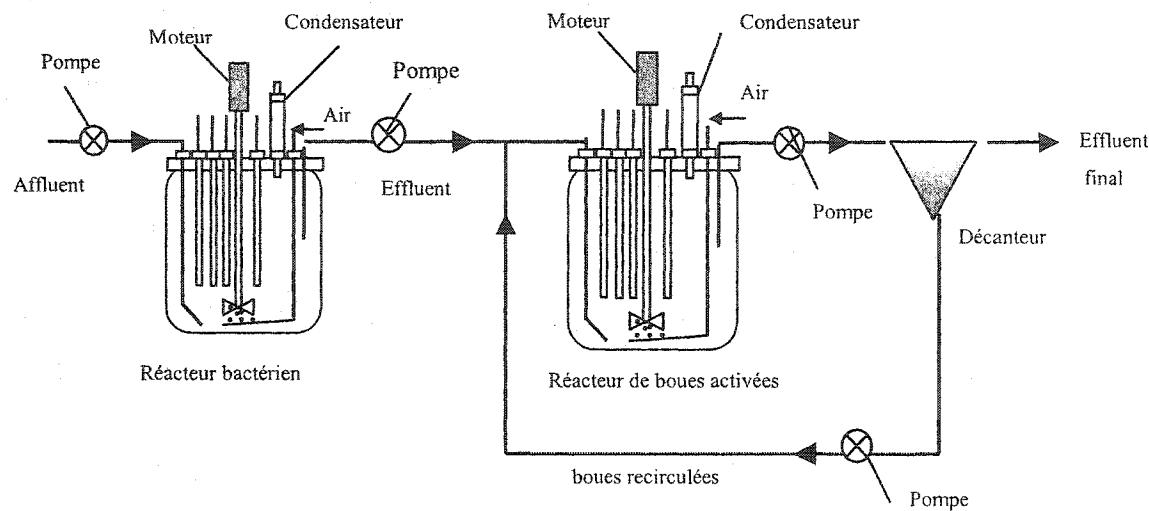
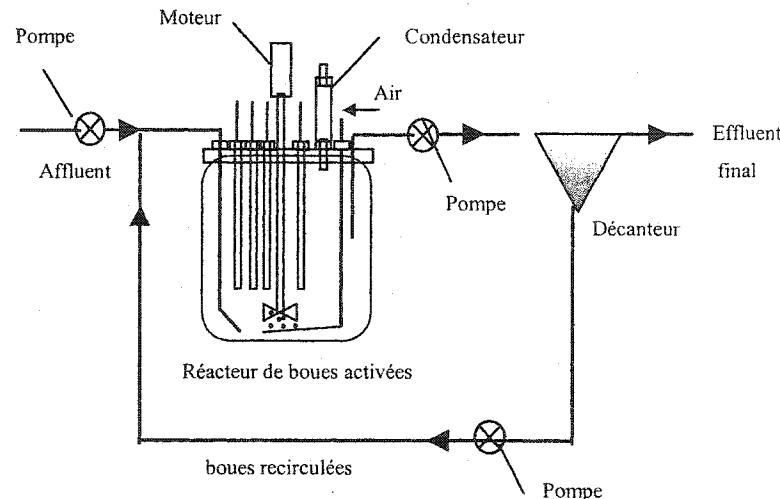
**A****B**

Figure 3.8 Schéma des procédés FPB (A) et du témoin (B)

Une photo de l'installation des RBS des procédés FPB et témoin est présentée à la figure suivante.

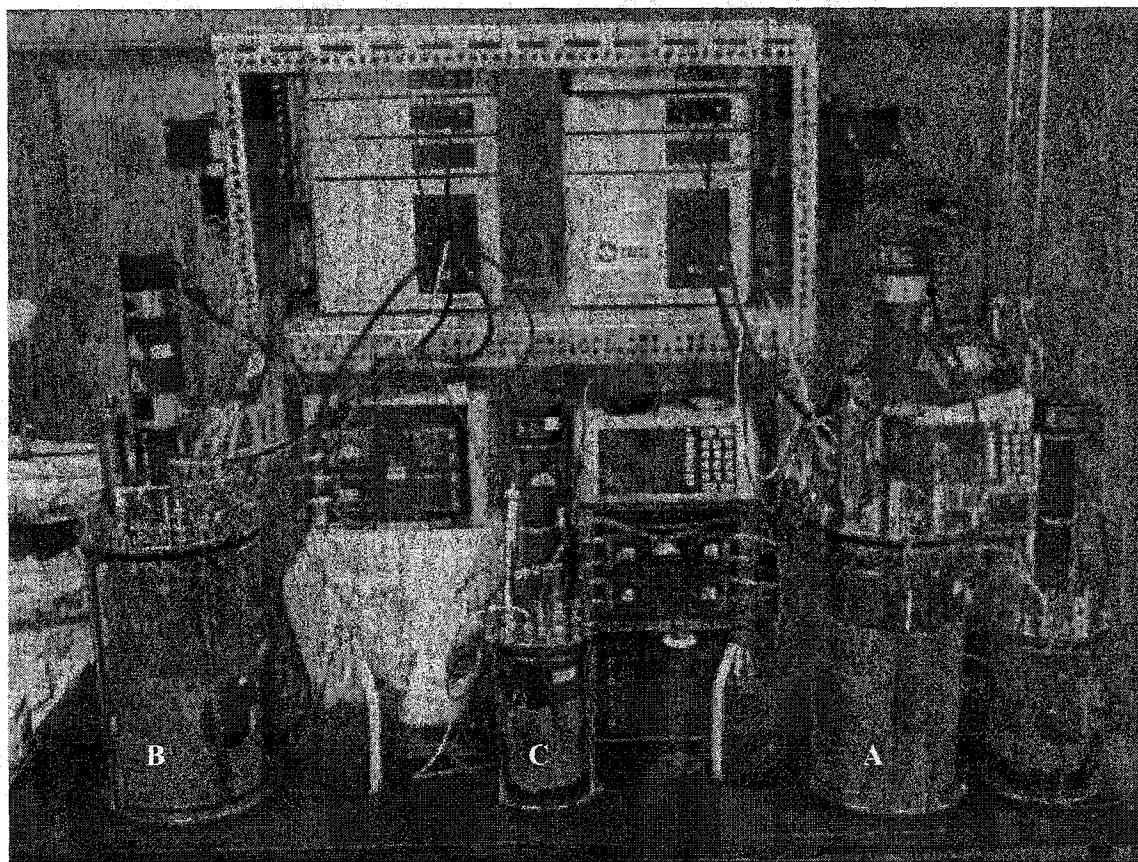


Figure 3.9: Installation des réacteurs biologiques séquentiels FBP (A) et témoin (B) et du réacteur bactérien (C)

Le réacteur biologique séquentiel (RBS) utilisé à partir de la deuxième phase du développement du procédé FPB (FPB-b) est un réacteur dans lequel toutes les étapes du traitement biologique sont réunies : oxydation de la matière organique, purge des boues, décantation et soutirage de l'eau traitée. Ces différentes étapes s'accomplissent dans le même réacteur, mais à des moments différents, d'où le nom de réacteur biologique séquentiel. Le temps alloué pour chaque opération et la cyclologie du RBS sont présentés aux tableaux 3.6 et 3.7, respectivement.

Tableau 3.7 Cyclologie du réacteur RBS

ÉTAPE	Temps (heures)					
	1	2	3	4	5	6
Aération	-----					
Remplissage	-----					
Réaction	-----					
Purge	--					
Décantation	-----					
Soutirage de l'effluent	-----					

### 3.5.3 Analyses

Les paramètres analysés pour évaluer l'efficacité du procédé FPB et celle du témoin sont présentés au tableau 3.8

Tableau 3.8 : Paramètres mesurés à différentes points du procédé FPB et du témoin

Paramètres	Affluent	Effluent bactérien	Boues activées (FPB et T)	Effluent final (FPB et T)	Replicata
DCOt, DCOf	x	x		x	3
DBO <sub>t</sub>	x	x		x	2
DBO <sub>f</sub>	x	x			2
MES/MVES	x	x	x	x	3
NTK	x	x	x	x	2
NH <sub>4</sub> -N	x	x		x	2
NO <sub>2</sub> -NO <sub>3</sub> -N	x	x		x	2
Pt	x	x	x	x	2
PO <sub>4</sub>	x	x		x	2
IVB			x		1
T.U.O.			x		1
Microscopie			x	x	1

### 3.6 Méthodes analytiques

Les différentes méthodes analytiques utilisées dans le cadre de ce projet sont regroupées au tableau 3.9.

Tableau 3.9 Méthodes analytiques utilisées

Analyse	Principe	Méthode <sup>a</sup>
O <sub>2</sub>	Sonde	APHA 4500-O G
pH	Sonde	APHA 4500-H <sup>+</sup>
DCO	Dichromate, reflux fermé	APHA 5220-D
MES et MVES	Gravimétrie	APHA 2540- D,E
DBO <sub>5</sub>	Consommation d'O <sub>2</sub>	APHA 5200-D
DBO <sub>20</sub>	Consommation d'O <sub>2</sub>	APHA 5210-C
Pt	Digestion-autoanalyseur	APHA 4500-PC Lachat (1992)
o-PO <sub>4</sub>	Vanadomolybdate Autonalyseur-acide ascorbique	4500-P-F Lachat (1992)
NTK	Digestion-autoanalyseur	4500-N <sub>org</sub> -B
NH <sub>4</sub>	Autoanalyseur-phénate	4500-NH <sub>3</sub> -B et C
NO <sub>x</sub>	Autoanalyseur-sulfanilamide	Lachat (1992)
IVB	Volumétrique	APHA 2710-D
T.U.O	Consommation d'O <sub>2</sub>	APHA 2710-B

<sup>a</sup>Lachat instruments (1992). Compendium of Quicken methods approved by U.S.E.P.A. Lachat instruments, Milwaukee, Wisconsin.  
APHA et al., 1998

La fraction filtrée des échantillons pour l'analyse de la DCO et de la DBO a été préparée par centrifugation (5000 g, 10 min) et filtration (0,45 µm).

### 3.7 Observations microscopiques

La biomasse des boues activées a été observée au microscope une fois par semaine dans le but de mesurer les proportions relatives des différents groupes de protozoaires et de métazoaires, de mesurer les densités de bactéries filamenteuses et de déterminer l'état des flocs. Le comptage des protozoaires et des métazoaires s'est effectué avec un volume de 12 µL à un grossissement de 160x. Un indice croissant de concentration (1 à 5) a été utilisé pour estimer le nombre de bactéries filamenteuses (Eikelboom, 2000).

### 3.8 Calculs

#### 3.8.1 Paramètres opérationnels des boues activées

##### a. Rapport F/M

Le rapport F/M est la quantité de substrat à l'affluent par jour, divisée par la masse de biomasse présente dans les réacteurs (équation 3.1).

$$F/M = Q.S / (V_r \cdot X) \quad (3.1)$$

F : Concentration de substrat (g DCO/d)

M : Microorganismes (g MVES)

Q : Débit de l'affluent (L/d)

S : Concentration de substrat à l'affluent (mg DCO/l)

$V_r$  : Volume du réacteur d'aération (L)

X: Concentration des boues activées dans le réacteur d'aération (mg MVES/l)

##### b. Temps de rétention des boues

Le temps de rétention des boues (TRB) est calculé à l'aide de la quantité totale de boues, incluant celles dans le décanteur, divisée par la quantité purgée et à l'effluent (équation 3.2).

$$TRB = V_r \cdot X / [ (Q - Q_w) \cdot X_e - Q_w \cdot X ] \quad (3.2)$$

TRB : Temps de rétention des boues (d)

$Q_w$  : Débit de la purge des boues (L/d)

$X_e$ : Concentration de l'effluent final (mg MVES/l)

##### c. Production de boues

Les boues produites ( $P_x$ ) sont calculées en utilisant la somme des boues purgées et des boues contenues dans l'effluent final (équation 3.3).

$$P_x = Q_w \cdot X + (Q - Q_w) \cdot X_e \quad (3.3)$$

$P_x$  : Production de boues (mg MVES/d)

#### d. Coefficient de croissance observée

Le coefficient de croissance observée ( $Y_{obs}$ ) est égal à la quantité de boues produites par jour, divisée par la quantité de substrat enlevé par jour (équation 3.4).

$$Y_{obs} = [Q_w \cdot X + (Q - Q_w) \cdot X_e] / [(S - S_0) \cdot Q] \quad (3.4)$$

$Y_{obs}$  : Coefficient de croissance observée (g MVES/g DCO)

$S_0$  : Concentration de substrat à l'effluent (mg DCO/l)

#### 3.8.2 Bilans de masse

Les bilans massiques, réalisés pour le phosphore, l'azote et la DCO, permettent de faire un suivi des entrées et sorties de masse des réacteurs (Barker et al., 1995).

##### a. Phosphore

$$\text{Bilan P (\%)} = (P_{sortie} + P_{acc.}) / P_{entrée} \times 100 \quad (3.5)$$

$$P_{sortie} = M_{P,e} + M_{P,w} \quad (3.6)$$

$$M_{P,e} = Q_e \cdot P_e \quad (3.7)$$

$$M_{P,w} = Q_w \cdot X \cdot f_p \quad (3.8)$$

$$P_{acc.} = P_a \cdot V_L / T_a \quad (3.9)$$

$$P_{entrée} = Q \cdot P_i \cdot D \quad (3.10)$$

$P_{sortie}$  : Quantité de phosphore sortant du système (mg P/d)

$P_{acc.}$  : Quantité de phosphore accumulée dans le système (mg P/d)

$P_{entrée}$  : Quantité de phosphore entrant dans le système (mg P/d)

$M_{P,e}$  : Quantité de phosphore à l'effluent (mg P/d)

$M_{P,w}$  : Quantité de phosphore dans les boues purgées (mg P/d)

$P_e$  : Concentration de phosphore à l'effluent (mg P/l)

$f_p$  : Fraction de phosphore dans les boues purgées (g P/g MVES)

$P_a$  : Concentration de phosphore dans les boues accumulées (mg P/l)

$V_L$  : Volume d'eau de lavage des réacteurs (L)

$T_a$  : Période d'accumulation entre deux lavage des réacteurs (d)

$P_i$  : Concentration de phosphore à l'affluent (mg P/l)

### b. Azote

$$\text{Bilan N (\%)} = (\text{N}_{\text{sortie}} + \text{N}_{\text{acc.}}) / \text{N}_{\text{entrée}} \times 100 \quad (3.11)$$

$$\text{N}_{\text{sortie}} = M_{\text{N.e}} + M_{\text{T.e}} + M_{\text{N.w}} + M_{\text{N.den}} \quad (3.12)$$

$$M_{\text{N.e}} = Q_e \cdot N_{\text{Ne}} \quad (3.13)$$

$$M_{\text{T.e}} = Q_e \cdot N_{\text{Te}} \quad (3.14)$$

$$M_{\text{N.w}} = Q_w \cdot X \cdot f_N \quad (3.15)$$

$$M_{\text{N.den}} = N_{\text{Nr}} \cdot Q \quad (\text{Système avec boues recirculées seulement}) \quad (3.16 \text{ a})$$

$$M_{\text{N.den}} = N_{\text{Ne}} \cdot V_{\text{r.to.}} \quad (\text{RBS}) \quad (3.16 \text{ b})$$

$$N_{\text{acc.}} = N_a \cdot V_L / T_a \quad (3.17)$$

$$N_{\text{entrée}} = Q \cdot (N_{\text{Ti}} + N_{\text{Ni}}) \quad (3.18)$$

$N_{\text{sortie}}$  : Quantité d'azote sortant du système (mg N/d)

$N_{\text{entrée}}$  : Quantité d'azote entrant dans le système (mg N/d)

$N_{\text{acc.}}$  : Quantité d'azote accumulée (mg N/d)

$M_{\text{N.e}}$  : Quantité de nitrites-nitrates à l'effluent (mg N/d)

$M_{\text{T.e}}$  : Quantité de NTK à l'effluent (mg N/d)

$M_{\text{N.w}}$  : Quantité de NTK dans les boues purgées (mg N/d)

$M_{\text{N.den}}$  : Quantité de nitrate dénitrifiée (mg N/d)

$N_{\text{Ne}}$  : Concentration de Nitrite-nitrate à l'effluent (mg N/l)

$N_{\text{Te}}$  : Concentration de NTK à l'effluent (mg N/l)

$f_N$  : Fraction d'azote total dans les boues purgées (g N/g MVES)

$N_{\text{Nr}}$  : Concentration de nitrites-nitrates à la sortie des réacteurs de boues activées (mg N/l)

$V_{\text{r.to.}}$  : Volume du réacteur au temps zéro (L)

$N_a$  : Concentration de NTK dans les boues de lavage des réacteurs (mg N/L)

$N_{\text{Ti}}$  : Concentration de NTK à l'affluent (mg N/l)

$N_{\text{Ni}}$  : Concentration de nitrites-nitrates à l'affluent (mg N/l)

### c. DCO

$$\text{Bilan DCO (\%)} = (\text{DCO}_{\text{sortie}} + \text{DCO}_{\text{acc.}}) / \text{DCO}_{\text{entrée}} \times 100 \quad (3.19)$$

$$\text{DCO}_{\text{sortie}} = M_{\text{DCO.e}} + M_{\text{DCO.w}} + M_{\text{DCO.oxi}} \quad (3.20)$$

$$M_{\text{DCO.e}} = Q_e \cdot S_o \quad (3.21)$$

$$M_{\text{DCO.w}} = Q_w \cdot X \cdot f_{cv} \quad (3.22)$$

$$M_{DCO,oxi} = M_{DCO,den} + M_{DCO,aer} \quad (3.23)$$

$$M_{DCO,den} = 2.86 \cdot M_{N,den} \quad (3.24)$$

$$M_{DCO,aer} = 24 \cdot (T.U.O._{rbs})Vr. - MO_N \quad (3.25)$$

$$MO_N = (M_{N,den} + Q_e \cdot N_{Ne}) \cdot 4.57 \quad (3.26)$$

$$DCO_{acc.} = S_a \cdot V_L / T_a \quad (3.27)$$

$$DCO_{entrée} = Q \cdot S \quad (3.28)$$

$DCO_{sortie}$  : Quantité de DCO sortant du système (mg DCO/d)

$DCO_{entrée}$  : Quantité de DCO entrant du système (mg DCO/d)

$DCO_{acc.}$  : Quantité de DCO accumulée dans le système (mg DCO/d)

$M_{DCO,e}$  : Quantité de DCO à l'effluent (mg DCO/d)

$M_{DCO,w}$  : Quantité de DCO dans les boues purgées (mg DCO/d)

$M_{DCO,oxi}$  : Quantité de DCO oxydée dans le système (mg DCO/d)

$f_{cv}$  : Fraction de DCO dans les boues purgées (g DCO / g MVES)

$M_{DCO,den}$  : Quantité de DCO oxydée lors de la dénitrification (mg DCO/d)

$M_{DCO,aer}$  : Quantité de DCO oxydée en conditions aérobies (mg DCO/d)

$M_{N,den}$  : Quantité de nitrate dénitrifiée (mg N/d)

$T.U.O._{rbs}$  : Taux d'utilisation de l'oxygène dans les réacteurs RBS (mg O<sub>2</sub>/l.h)

$MO_N$  : Quantité d'oxygène consommée pour la nitrification (mg DCO/d)

$S_a$  : Concentration en DCO des boues de lavage des réacteurs (mg DCO/l)

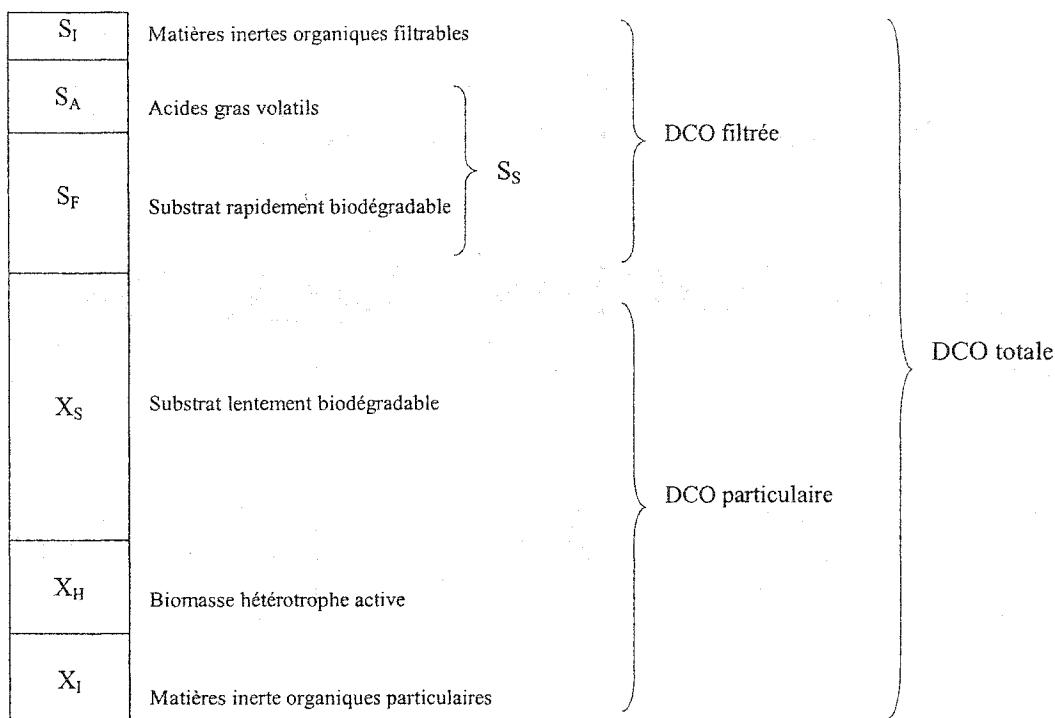
### 3.8.3 Fractionnement de la DCO filtrée

Selon le modèle "Activated sludge model No.2" (Henze et. Al, 1995), la DCO filtrée est composée principalement de matière organique rapidement biodégradable et de matières organiques inertes dissous ( $S_i$ ) (figure 3.10). La fraction rapidement biodégradable de la DCO est composée d'acides gras volatiles ( $S_A$ ) et de substrat plus complexe ( $S_F$ ), mais toujours rapidement fermentable par la biomasse. Deux méthodes ont été utilisées pour estimer directement la quantité de matière organique rapidement biodégradable ( $S_A + S_F$ ) contenue dans l'affluent.

#### 1. Soustraction des sels inertes organiques dissous

Cette méthode indirecte de la détermination de la fraction  $S_S$  est basée sur le principe que la matière organique dissoute non-biodégradable ( $S_i$ ) se retrouve inchangée à l'effluent final. Il

serait donc possible de mesurer directement cette quantité par la mesure de la DCO filtrée à l'effluent final des boues activées. L'erreur associée à cette approximation est de l'ordre de 10%, car 90% de cette DCOf à l'effluent est composée de  $S_I$  (Roeleveld et al., 2002).



Note : Les fractions suivantes représentent moins de 5% de la DCO totale et n'apparaissent pas sur la figure :  $X_{PAO}$  (organismes accumulant le phosphore), ;  $X_{PHA}$  (réserve de poly-hydroxy-alkanoate intracellulaire) et  $X_{AUT}$  (biomasse nitrifiante autotrophe)

Figure 3.10 : Fractionnement de la DCO totale (Henze et al., 1995)

## 2. Méthode physico-chimique

Il existe une méthode physico-chimique rapide et simple pour déterminer directement la fraction de matière organique rapidement biodégradable d'un affluent (Mamaïs et al., 1993). Cette méthode est basée sur le principe que la DCOf obtenue par filtration de l'affluent sur membrane (diamètre moyen des pores de  $0,45\mu\text{m}$ ) contient des particules colloïdales lentement biodégradables. Ces particules ont un diamètre inférieur à  $0,45\mu\text{m}$  et passent donc à travers les pores de la membrane filtrante. Afin d'enlever ces particules, la méthode consiste à ajouter une étape préliminaire de flocculation-précipitation avant la filtration sur membrane. La quantité de  $S_S$  est égale à la différence entre cette DCO floculée-filtrée ( $\text{DCOf}_F$ ) et les  $S_I$  (équation 3.29), lesquels sont déterminés selon la méthode précédente.

$$S_S = \text{DCOf}_F - S_I \quad (3.29)$$

## CHAPITRE 4

### RÉSULTATS

#### 4.1 Calendrier des expérimentations

Les expérimentations au laboratoire se sont déroulées sur une période de 16 mois, débutant au mois de mai 2002 et se terminant à la fin août 2003. Cette section débute par la présentation des résultats de la caractérisation de l'effluent primaire utilisé pour réaliser les expériences. Les résultats suivants portent sur l'optimisation du réacteur bactérien. Les résultats obtenus lors de la validation du système d'opération sont ensuite présentés, ainsi que ceux du développement du procédé FPB.

#### 4.2 Caractérisation de l'effluent primaire

La STEP de la ville de St-Hyacinthe, comme la plupart des stations d'épuration des eaux usées municipales, traite un affluent dont le débit et la teneur en matières polluantes varient en fonction du temps. Par exemple, le débit connaît de fortes variations entre le jour et la nuit et lors d'intenses précipitations ou en période de fontes des neiges au printemps. De nombreuses industries contribuent de plus à augmenter la quantité des matières polluantes devant être éliminée à la station. Ces industries sont surtout de types agroalimentaires, ce qui signifie que leurs rejets sont plus facilement biodégradables que les rejets d'autres industries. Par contre, elles envoient également à l'égout des eaux usées provenant du lavage d'équipements, lesquelles peuvent contenir des produits chimiques tels des solvants ou des acides. Il est donc important d'évaluer la variabilité des caractéristiques de l'effluent primaire utilisé, ce qui a été réalisé par la mesure de paramètres tels la DCO, la DBO, les MVES, l'azote et le phosphore de 9 échantillons de l'effluent primaire prélevés sur une période 9 mois. Les valeurs moyennes de ces paramètres sont présentées aux figures 4.1 à 4.5

##### a. Matières organiques

Les DCO totale et filtrée, paramètres quantifiant la matière organique, varient de façon importante en fonction de la date de prélèvement de l'effluent primaire (figure 4.1). On observe des variations de la DCO totale de 200 à 700 mg/L entre les mois 3 à 12. Les valeurs des DBO total et filtrée ont un profil semblable à celui de la DCO. Ces valeurs sont typiques d'une eau usée de concentration moyenne (Metcalf et Eddy, 2003).

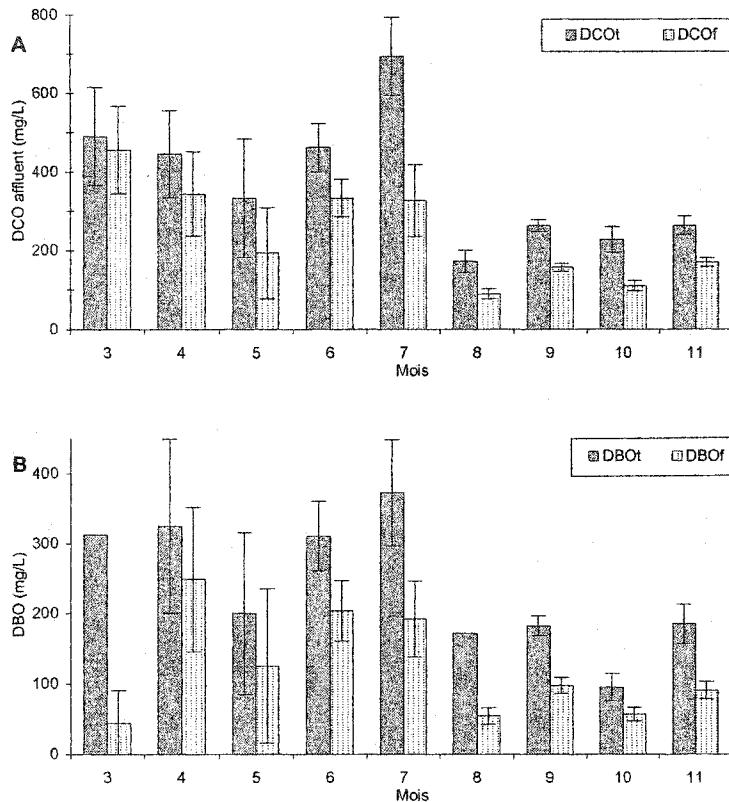


Figure 4.1 : DCO (A) et DBO (B) totales et filtrées de 9 échantillons de l'effluent primaire prélevés à la STEP de St-Hyacinthe.

En absence de substances toxiques dissoutes, la matière organique filtrée d'une eau usée peut être considérée comme rapidement biodégradable. En effet, les substances rapidement biodégradables contenues dans l'eau sont en majorité composées de particules dissoutes ou dont le diamètre est inférieur à  $0,45\mu\text{m}$ . Le rapport des DCO filtrée sur totale peut être utilisé pour mesurer et comparer la matière organique rapidement biodégradable de différents effluents. On remarque que ce rapport varie de façon très importante selon la date de prélèvement, avec un minimum de 0,49 et un maximum de 0,93 d DCOf/g DCOr (figures 4.2).

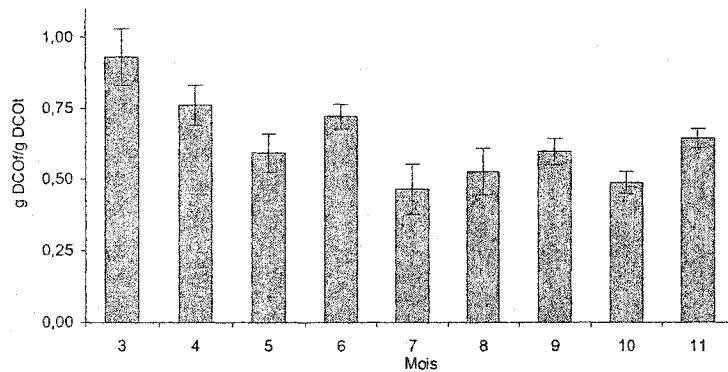


Figure 4.2 : Rapport des fractions filtrée sur totale de la DCO de 9 échantillons de l'effluent primaire prélevés à la STEP de St-Hyacinthe.

Le rapport de la  $\text{DBO}_5$  totale (DBOt) sur la DCO totale (DCOt) est également utilisé pour estimer le degré de biodégradabilité d'une eau. Puisque la DCO totale inclut à la fois la matière biodégradable et non-biodégradable, on compare cette mesure à la  $\text{DBO}_5$  totale qui ne quantifie que la matière organique biodégradable. Plus le rapport des deux est élevé, plus un affluent est considéré comme étant biodégradable. On remarque que la biodégradabilité de l'effluent primaire de St-Hyacinthe est variable (figure 4.2). Le rapport de la DBOt sur la DCOr varie entre 0,6 et 0,8 g DBOt/g DCOr, ce qui indique un potentiel de biodégradabilité élevé. Typiquement, ce rapport est près de 0,5 g DBOt/g DCOr pour une eau usée municipale (Metcalf et Eddy, 2003).

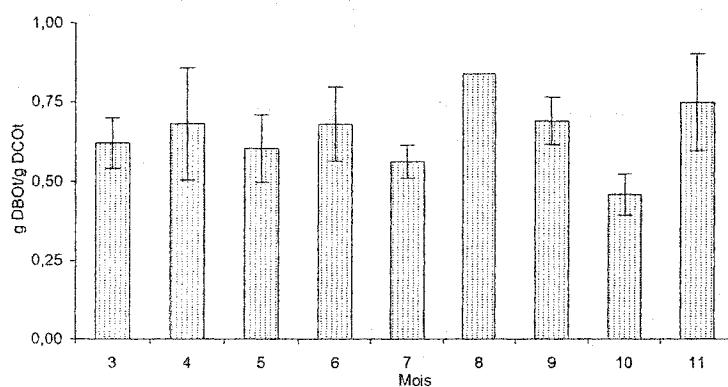


Figure 4.3 : Rapport des fractions totales de la DBO sur la DCO de 9 échantillons de l'effluent primaire prélevés à la STEP de St-Hyacinthe.

**b. Matières en suspension**

La teneur en matières volatiles en suspension des 9 échantillons varie du simple au double, allant de 37 à 74 mg MVES/L (figure 4.4). Une concentration de 241 mg MVES/L a été mesurée au mois 7. Cette valeur extrême s'explique par de très fortes pluies ayant eu lieu la veille du prélèvement de cet effluent. Les valeurs des autres échantillons, environ 50 mg MVES/L en moyenne, sont faibles comparées à la teneur moyenne d'environ 200 mg MVES/L d'une eau de même DCO totale (Metcalf et Eddy, 2003). Ceci s'expliquerait probablement par le fait que l'eau soit prélevé à la sortie des décanteurs primaires. Les MVES à l'affluent brut sont d'ailleurs de 150 mg MVES/L en moyenne, ce qui implique un enlèvement de 60-70% des MVES par la décantation primaire. Cette efficacité se compare bien avec les valeurs moyennes de la littérature (Metcalf et Eddy, 2003).

Le rapport des MVES sur les MES est un indice de la quantité de matières inertes contenue dans l'eau. Il se situe entre 0,80 et 0,96 g MVES/g MES pour tous les échantillons, sauf au mois 7 (0,73 g MVES/g MES). Le rapport d'une eau usée brute de même DCO totale est de 0,75 g MVES/g MES (Metcalf et Eddy, 2003). Le fait que le rapport soit plus élevé que cette moyenne serait peut-être dû à l'apport de type agroalimentaire élevé dans l'affluent ou encore à l'effet de la décantation primaire.

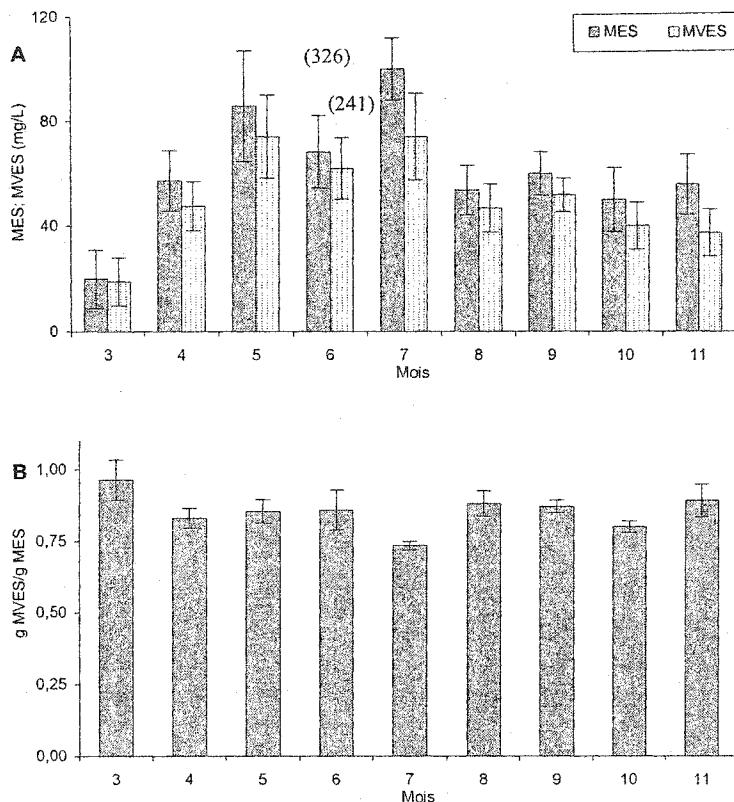


Figure 4.4 : MVES et MES (A) et rapport MVES sur MES (B) de 9 échantillons de l'effluent primaire prélevés à la STEP de St-Hyacinthe.

### c. Azote et phosphore

Les concentrations moyennes d'azote total Kjeldahl et de phosphore total des 9 échantillons de la STEP de St-Hyacinthe sont présentées à la figure 4.5. Elles sont relativement faibles, car une eau usée municipale de même charge en contient deux fois plus en moyenne (Metcalf et Eddy, 2003).

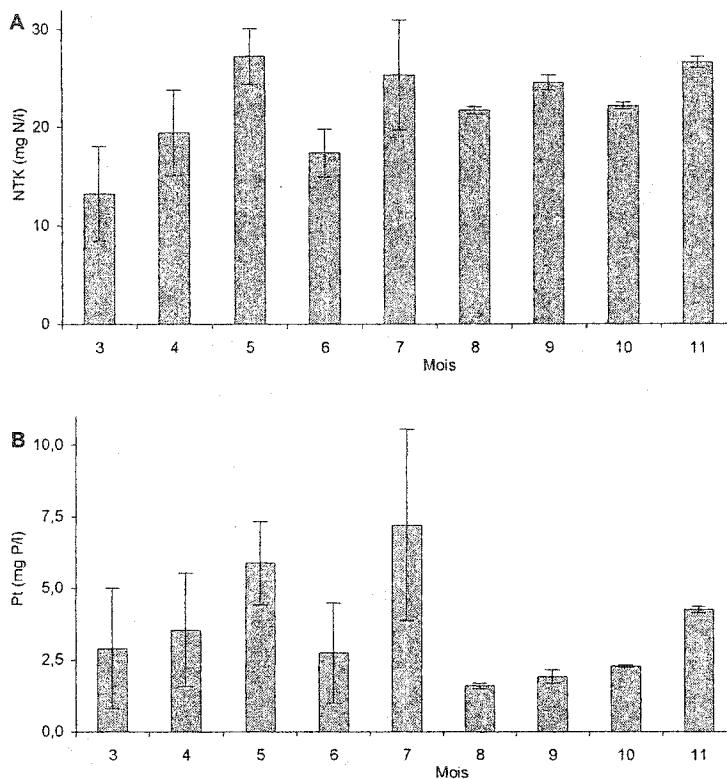


Figure 4.5 : Azote total Kjeldahl (A) et phosphore total (B) de 9 échantillons de l'effluent primaire prélevés à la STEP de St-Hyacinthe.

### 4.3 Optimisation du réacteur bactérien

L'optimisation du réacteur bactérien a été réalisée par l'étude des effets de deux paramètres opérationnels fondamentaux sur l'efficacité du réacteur bactérien: le temps de rétention hydraulique (TRH) et la température. Deux températures, 18 et 8 °C et quatre TRH, 6, 4, 2 et 1 heures ont été testés. En plus de ces deux paramètres, les caractéristiques très changeantes de l'affluent ont influencé de façon très significative l'efficacité du réacteur bactérien, c'est pourquoi elles font également l'objet de cette étude. Avant de présenter les résultats de l'optimisation, il importe de bien comprendre les fonctions du réacteur bactérien.

#### 4.3.1 Fonctions du réacteur bactérien

Les deux fonctions principales du réacteur bactérien sont les suivantes :

1. L'enlèvement de la matière organique soluble rapidement biodégradable;

## 2. La production de biomasse bactérienne en suspension.

Les résultats moyens des essais réalisés au laboratoire avec ce réacteur sous différentes conditions de température et de TRH sont présentés seulement. C'est pourquoi les résultats en fonction du temps obtenus lors d'un essai d'une durée de 12 jours à un TRH de 2 heures et à 18 °C sont présentés ici, car ils permettent de bien observer l'accomplissement des deux fonctions principales du réacteur bactérien.

### a. Enlèvement de la matière organique

Le premier rôle du réacteur bactérien est d'enlever la matière organique soluble rapidement biodégradable. C'est pourquoi une attention spéciale est apportée aux concentrations de la DCO et de la DBO en entrée et en sortie du réacteur bactérien, car elles sont considérées comme étant proportionnelles à la quantité de matière organique rapidement biodégradable contenu dans l'eau. À deux heures de temps de rétention et à une température de 18 °C, le réacteur bactérien permet de réduire jusqu'à 65% de la DCO filtrée (figure 4.6).

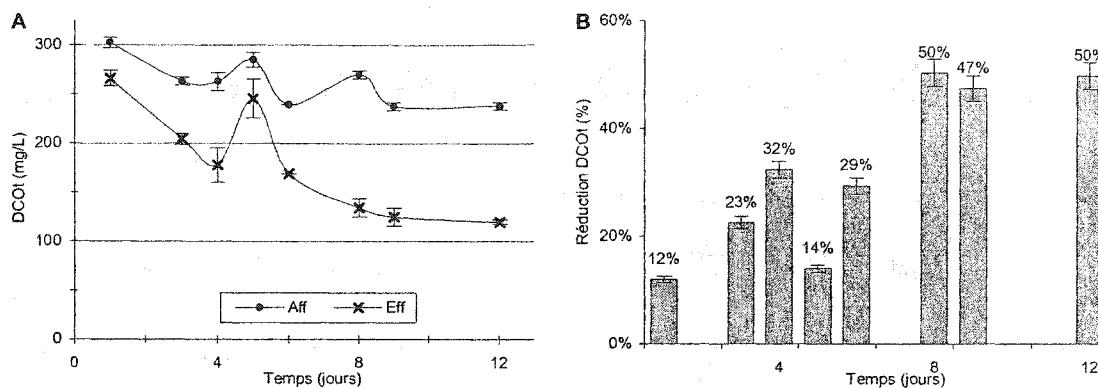


Figure 4.6 a : DCO totale en entrée et sortie (A) et pourcentage d'enlèvement (B). TRH 2 h, 18 °C.

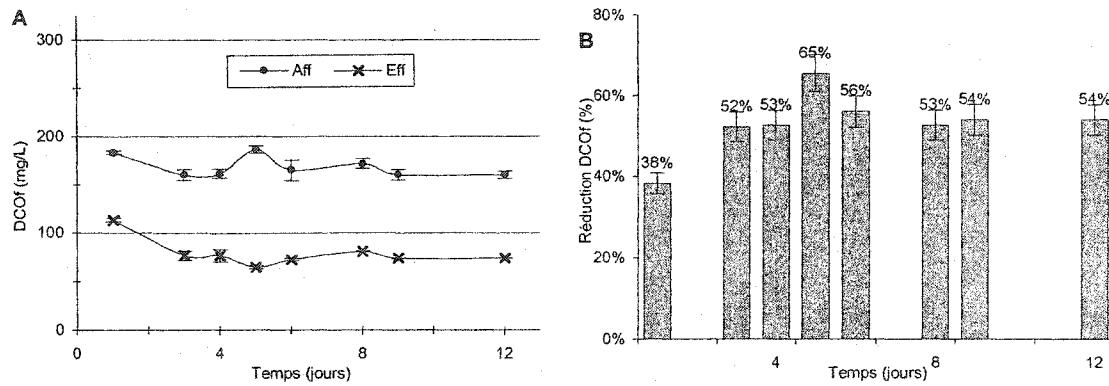


Figure 4.6 b : DCO filtrée en entrée et sortie (A) et pourcentage d'enlèvement (B). TRH 2 h, 18 °C.

L'efficacité d'enlèvement des DBO totale et filtrée suit sensiblement les mêmes tendances que celles de la DCO, mais avec des pourcentages plus élevés dus à leur biodégradabilité plus élevée. L'enlèvement maximal de la DBO filtrée est évalué à 97% (figure 4.7).

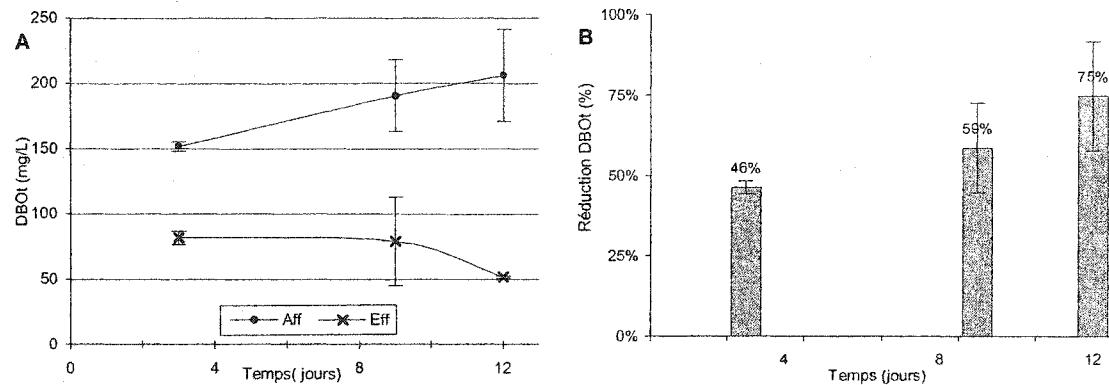


Figure 4.7 a : DBO totale en entrée et sortie (A) et pourcentage d'enlèvement (B). TRH 2 h, 18 °C.

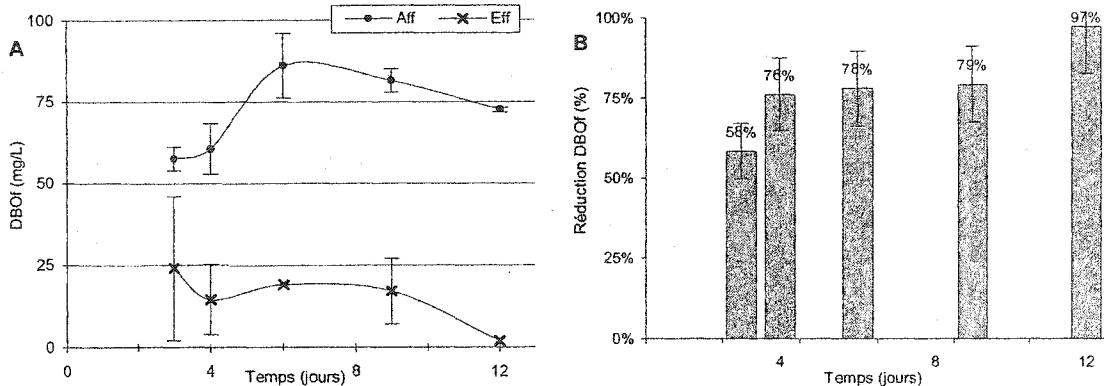


Figure 4.7 b : DBO filtrée en entrée et sortie (A) et pourcentage d'enlèvement (B). TRH 2 h, 18 °C.

### b. Production de biomasse

Le second rôle principal du réacteur bactérien consiste à transformer la matière organique consommée en un maximum de bactéries dispersées, c'est-à-dire en suspension dans l'eau. Il est possible d'estimer directement l'efficacité du réacteur bactérien à produire une biomasse bactérienne dispersée par la mesure de l'augmentation des MVES entre l'entrée et la sortie du réacteur bactérien. En effet, la concentration des MVES d'une eau usée est considérée comme étant proportionnelle à la quantité de biomasse bactérienne en suspension qu'elle contient.

On remarque que l'augmentation de la biomasse bactérienne dispersée en fonction du temps n'est pas toujours proportionnelle à l'enlèvement de la matière organique (figure 4.8 a et b). Les premiers jours d'expérimentation montrent une croissance d'une biomasse dispersée de 25% en moyenne, suivie d'une perte d'efficacité de production à partir du jour 8 remarquable par la diminution des MVES à la sortie du réacteur. Cette perte d'efficacité peut s'expliquer par la tendance de la biomasse bactérienne à se fixer sur la paroi interne du réacteur. Cette tendance est d'ailleurs d'autant plus forte à petite échelle, car le rapport de la surface sur le volume des réacteurs est très grand. Il est possible de limiter le développement de cette biomasse fixée par de fréquents lavages du réacteur bactérien. Il est cependant clair que seule l'expérimentation à plus grande échelle peut diminuer considérablement le développement du biofilm.

Afin de limiter l'accumulation de biomasse bactérienne fixée sur la paroi interne des réacteurs, les réacteurs sont nettoyés quotidiennement. La masse de biomasse fixée enlevée par lavage est

quantifiée une fois extraite des réacteurs. On remarque que la quantité de biomasse fixée est particulièrement élevée lors des 4 derniers jours (figure 4.8 c). Cette quantité de matière organique produite par le réacteur bactérien sera considérée dans le calcul de la production de boues du procédé FPB.

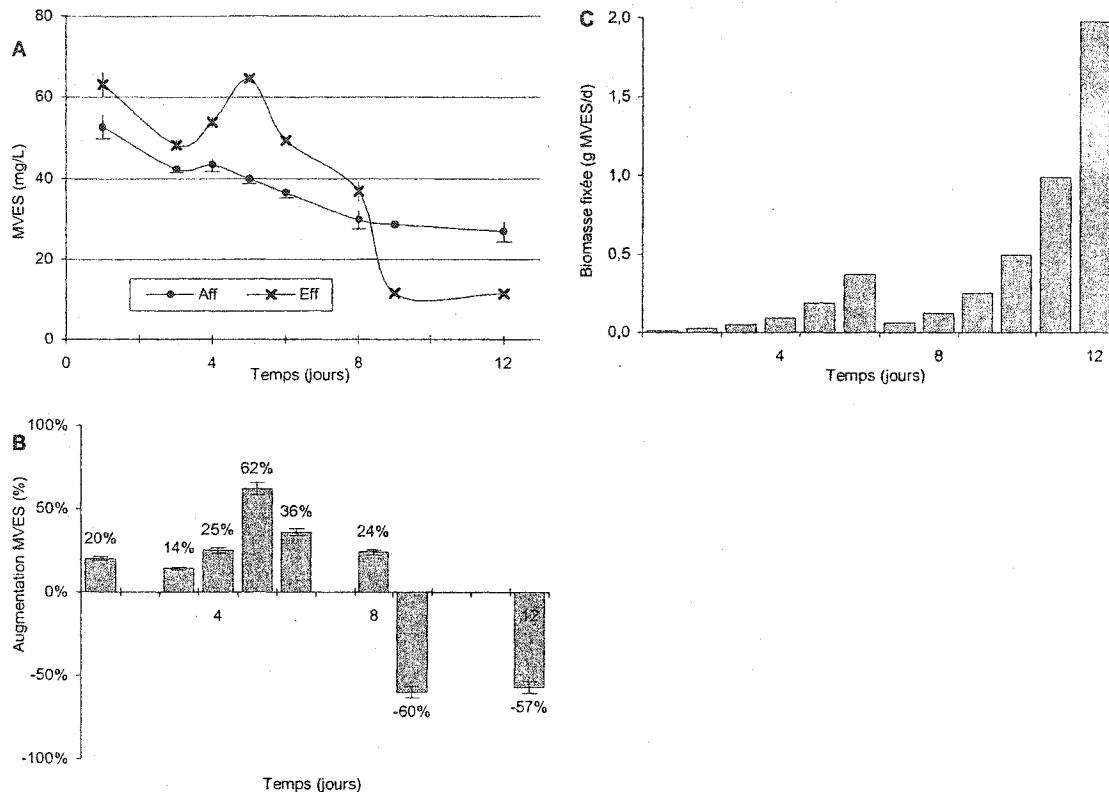


Figure 4.8 : MVES en entrée et sortie (A), pourcentage d'augmentation (B) et production de biomasse fixée (C). TRH 2 h, 18 °C.

### c. Azote et phosphore

Bien que le réacteur bactérien n'ait pas de rôle directement relié à l'enlèvement de l'azote et du phosphore dans l'affluent, un suivi de leurs concentrations en entrée et sortie du réacteur permet d'augmenter le degré de compréhension du fonctionnement du réacteur. Le suivi de l'azote et du phosphore total permet en outre de s'assurer de la validité des concentrations mesurées en entrée et sortie du système par la réalisation de bilans massiques.

Les quantités d'azote totale Kjeldahl et de phosphore total varient très peu entre l'entrée et la sortie du réacteur bactérien durant les premiers jours d'essais (figure 4.9). C'est ce qui est attendu, car le réacteur bactérien est un réacteur aéré de type complètement mélangé sans recirculation. Il ne peut donc pas y avoir d'enlèvement de l'azote par dénitrification. Par contre, il se peut que la fixation de la biomasse sur les parois du réacteur soit responsable de diminutions occasionnelles de l'azote et du phosphore total. Une partie de ces deux nutriments est alors retenue à l'intérieur du réacteur, comme dans le cas présenté ici, à partir du jour 8 (figure 4.9).

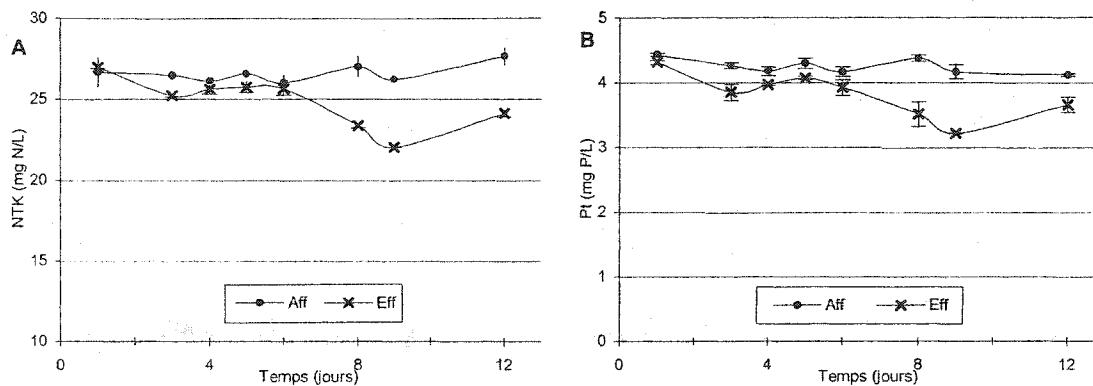


Figure 4.9 :Azote total Kjeldahl (A) et phosphore total (B) en entrée et sortie du réacteur bactérien. TRH 2 h, 18 °C.

Les fractions solubles de l'azote et du phosphore diminuent dans des proportions équivalentes à la réduction de matière organique, puisqu'ils sont nécessaires à la croissance de la biomasse (figure 4.10).

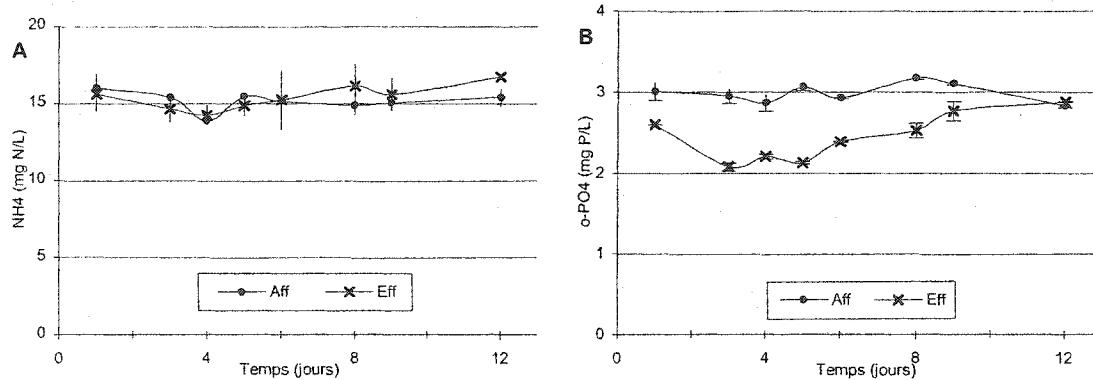


Figure 4.10:Ammoniaque(A) et ortho-phosphates (B) en entrée et sortie. TRH 2 h, 18 °C.

La quantité de nitrites-nitrates ne devrait pas varier de façon significative dans le réacteur bactérien, car les microorganismes pouvant transformer l'azote ammoniacal en nitrites-nitrates nécessitent un long temps de rétention hydraulique, ce qui n'est pas le cas dans le réacteur bactérien. Un manque de contrôle occasionnel de la fixation de la biomasse peut par contre permettre le développement de microorganismes à faible taux de croissance comme les bactéries nitrifiantes. Ceci pourrait expliquer la forte production de nitrites-nitrates au jour 12 (figure 4.11).

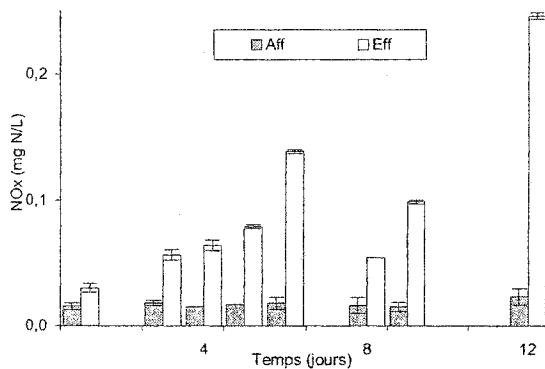


Figure 4.11 : Nitrites-nitrates en entrée et sortie du réacteur bactérien. TRH 2 h, 18 °C.

#### d. Bilans de masse

Le calcul des bilans de masse est réalisé sur les quantités totales de matière organiques, d'azote et de phosphore. Théoriquement, ce rapport, exprimé en pourcentage, devrait être de 100%. En pratique, il est très difficile de mesurer de façon parfaite tous les paramètres en question, particulièrement lorsqu'une partie de la biomasse s'accumule à l'intérieur du réacteur. Pour cette raison, il est préférable de calculer les bilans sur des valeurs moyennes couvrant l'ensemble de la période étudiée (figure 4.12), ce qui permet d'atténuer les erreurs dues à des pertes temporaires de matière.

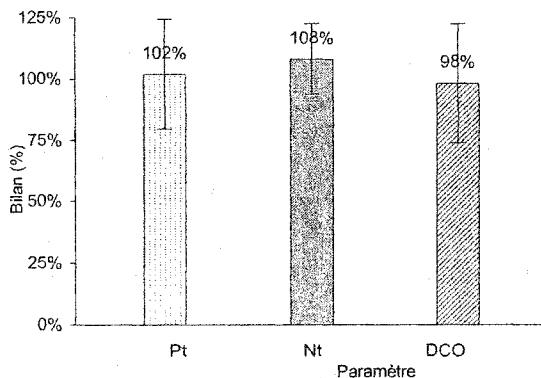


Figure 4.12 : Moyennes des bilans de masse du phosphore, de l'azote et de la DCot. TRH 2 h, 18 °C.

#### 4.3.2 Effet du TRH sur l'efficacité du réacteur bactérien

L'étude de l'effet du temps de rétention hydraulique a pour objectif la sélection du TRH le plus faible permettant à la fois un bon enlèvement de la matière organique facilement biodégradable et la croissance de bactéries dispersées. Afin de limiter l'erreur reliée à la variabilité de la qualité de l'affluent utilisé (DCO, DBO et MVES entre autres), deux réacteurs de volume identique ont été opérés en parallèle avec un TRH différent pour traiter le même affluent. Ainsi, les TRH de 4 et 2 heures ont été testés avec un premier affluent (a), alors que les TRH de 6 et 1 heures l'ont été avec un deuxième affluent (b). Seuls les résultats des efficacités moyennes en pourcentage d'enlèvement et de production sont présentés dans cette section. Les valeurs brutes en fonction du temps pour chaque TRH testé sont présentées en annexe de ce document.

##### a. Enlèvement de la matière organique

Le temps de contact entre la biomasse et la matière organique étant souvent un facteur limitant sa dégradation, un enlèvement décroissant de la matière organique devrait être observé lors de la diminution du TRH. On constate cependant que la diminution du TRH de 6 à 1 heures à 18°C ne semble avoir d'effet significatif sur l'enlèvement de la DCO et de la DBO filtrées (figure 4.13 a et b). En comparant les résultats des TRH de 6 et 1 heures et ceux des TRH de 4 et 2 heures, on remarque que les TRH testés avec le même affluent ont une efficacité d'enlèvement semblable. Ceci indique qu'un court TRH pourrait être utilisé dans la conception d'un réacteur bactérien à plus grande échelle.

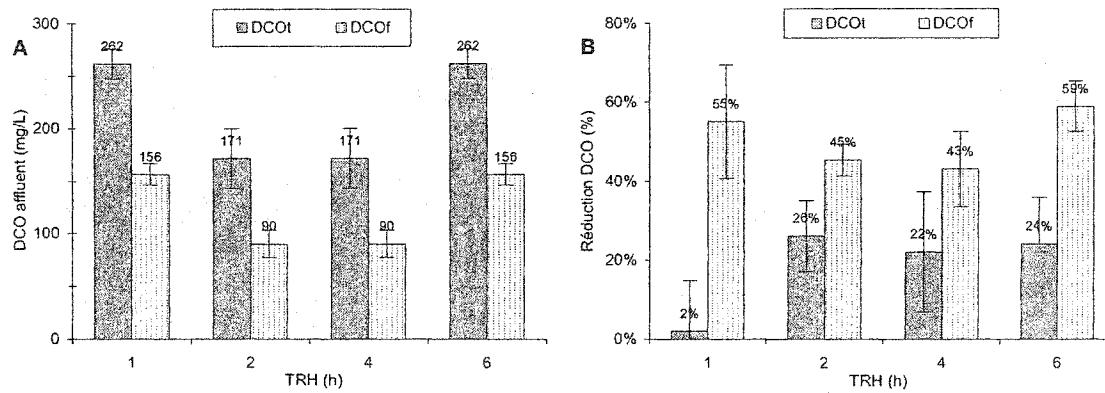


Figure 4.13 a: DCO à l'affluent (A) et pourcentage d'enlèvement (B) en fonction du TRH à 18 °C.

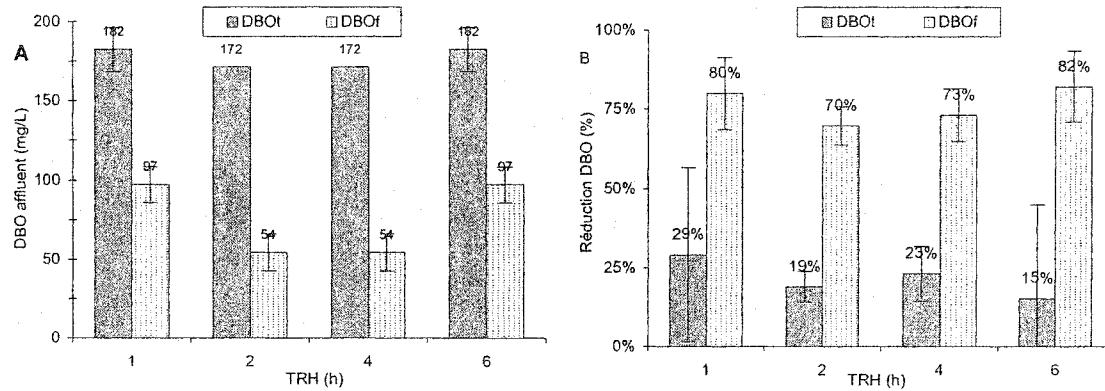


Figure 4.13 b: DBO à l'affluent (A) et pourcentage d'enlèvement (B) en fonction du TRH à 18 °C.

La mesure du taux d'utilisation d'oxygène montre que le taux de respiration est de 3 à 4,5 fois plus élevé à un TRH de 1 heure qu'aux autres TRH (figure 4.14). Ces résultats suggèrent qu'un court temps de rétention favorise davantage le développement d'une biomasse à croissance rapide.

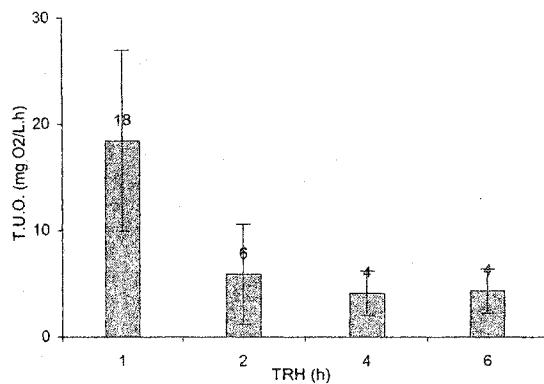


Figure 4.14: Taux d'utilisation d'oxygène en fonction du TRH à 18 °C.

### b. Production de biomasse

L'augmentation des MVES à la sortie du réacteur bactérien ne semble pas être fonction du TRH (figure 4.15). Les pourcentages d'augmentation des MVES ne suivent pas de tendances lors de l'augmentation du TRH de 1 à 6 heures. L'opération du réacteur bactérien à un TRH entre 1 et 6 heures permettrait donc une même production de biomasse à 18°C.

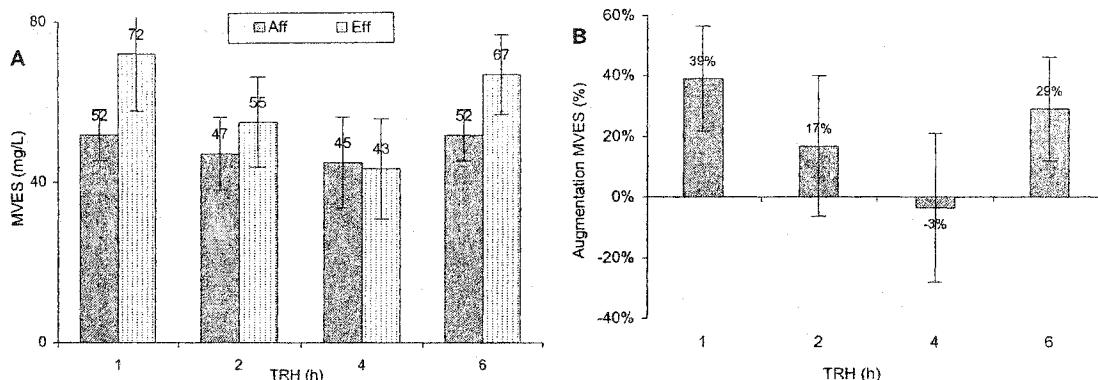


Figure 4.15 : MVES en entrée et sortie (A) et pourcentage d'augmentation (B) en fonction du TRH à 18 °C.

### c. Azote et phosphore

Les quantités d'azote et de phosphore sont semblables entre l'entrée et la sortie du réacteur bactérien (figure 4.16). La croissance plus rapide de la biomasse à un TRH de 1 heure a rendu le contrôle de la fixation de la biomasse plus difficile, ce qui explique le fait que les quantités d'azote et de phosphore ne soient pas identiques. L'augmentation de ces deux paramètres à

l'effluent résulterait d'un détachement soudain de la biomasse accumulée sur la paroi interne du réacteur.

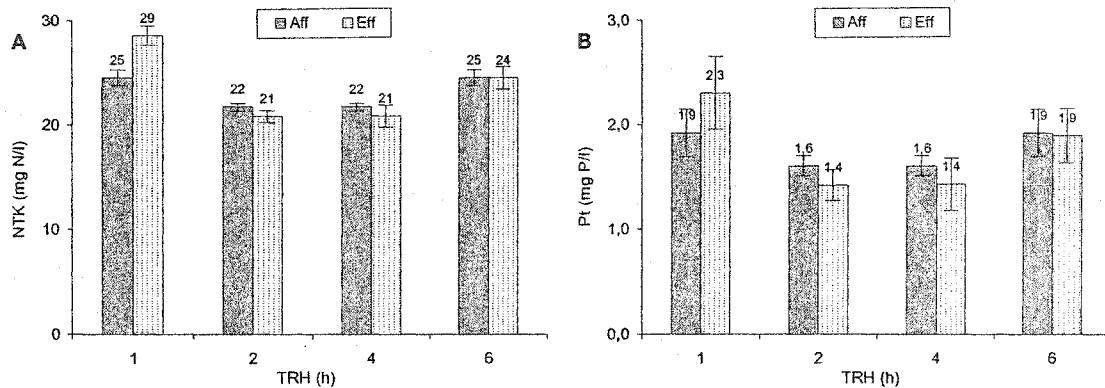


Figure 4.16 : Enlèvement de l'azote Kjeldahl (A) et du phosphore total (B) en fonction du TRH à 18 °C.

L'évolution de l'ammoniaque et des ortho-phosphates est semblable à celle de l'enlèvement de la matière organique. La même observation concernant l'effet de la qualité de l'affluent peut être faite par la comparaison de l'enlèvement de l'ammoniaque et des ortho-phosphates à 6 et 1 heures et à 4 et 2 heures (figure 4.17). Il est d'environ 10% pour les premiers TRH et pratiquement nul pour les deux derniers. Aucune variation des nitrites-nitrates n'a été notée en fonction des temps de rétention. Les valeurs moyennes de ce paramètres sont présentées en annexe.

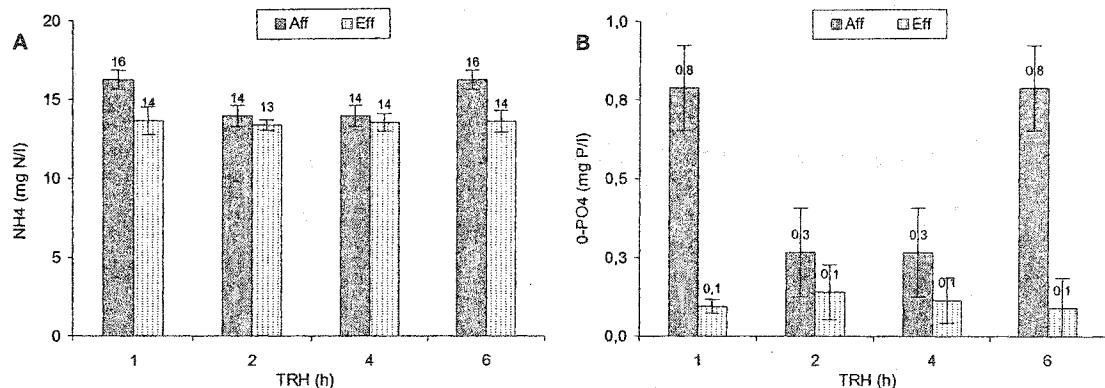


Figure 4.17 : Enlèvement de l'ammoniaque (A) et des ortho-phosphates (B) en fonction du TRH à 18 °C.

#### d. Bilans de masse

Les bilans de masse réalisés pour les quantités totales de phosphore, d'azote et de DCO ferment bien dans l'ensemble, sauf celui du phosphore au TRH de 1 heure (figure 4.18). La croissance rapide de la biomasse à ce TRH a augmenté la difficulté de mesurer avec précision les quantités de matières entrante et sortante.

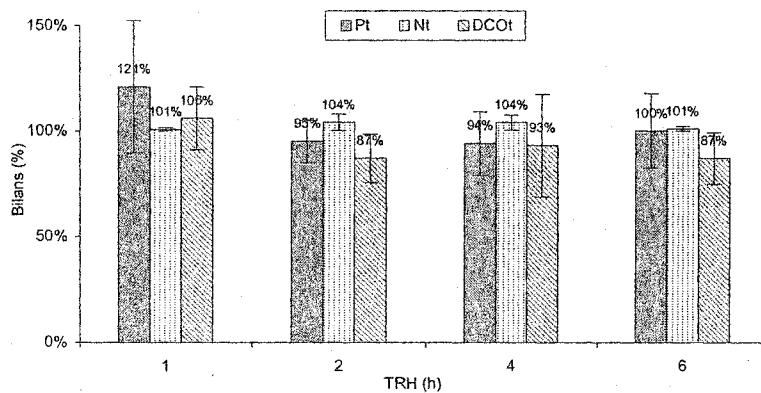


Figure 4.18 : Bilans de masse pour le phosphore, l'azote et la DCot en fonction du TRH à 18 °C.

#### 4.3.3 Effet de la température sur l'efficacité du réacteur bactérien

Le réacteur bactérien a été testé à 8 et 18°C. L'effet de ces températures a été mesuré à deux TRH, 1 et 2 heures, afin de déterminer un lien possible entre la température et le TRH. Un même affluent a été utilisé aux deux TRH. Seules les moyennes sur l'ensemble des périodes sont présentées dans cette section, les valeurs brutes en fonction du temps sont présentées en annexe de ce document.

#### a. Enlèvement de la matière organique

L'augmentation de la température de 8 à 18°C se traduit de façon très marquée par une augmentation de l'enlèvement des DCO totale et filtrée. On remarque que l'enlèvement augmente de façon significative de 4 à 22% et de 30 à 61% aux TRH de 1 et 2 heures, respectivement (figure 4.19). L'augmentation de la température provoque une augmentation importante de l'efficacité au TRH de 2 heures et à 18 °C, ce qui se remarque également par le taux de respiration de la biomasse (figure 4.20). Le TRH de 1 heure serait trop court pour permettre un enlèvement suffisant de la matière organique rapidement biodégradable aux deux

températures testées. L'efficacité du réacteur bactérien risque donc d'être réduite significativement à une température de 8°C.

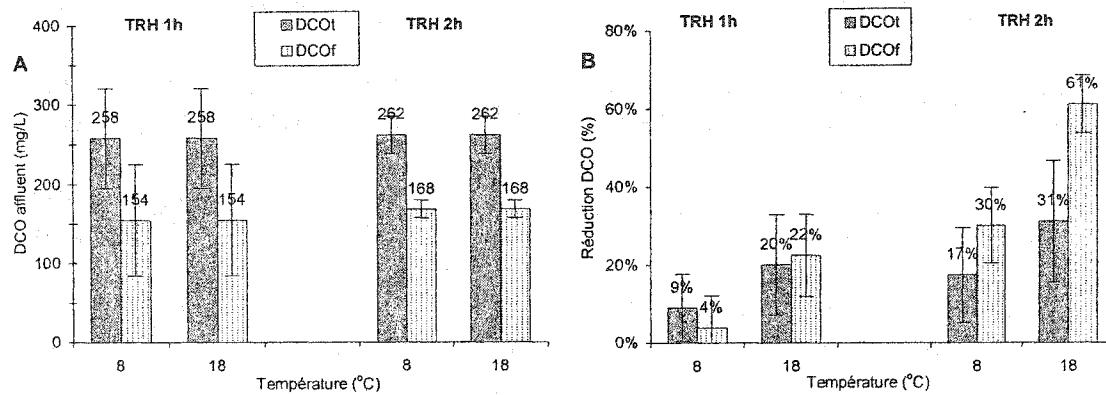


Figure 4.19a : DCO totale et filtrée à l'affluent (A) et pourcentage d'enlèvement (B) à 8 et 18 °C aux TRH 1 et 2h.

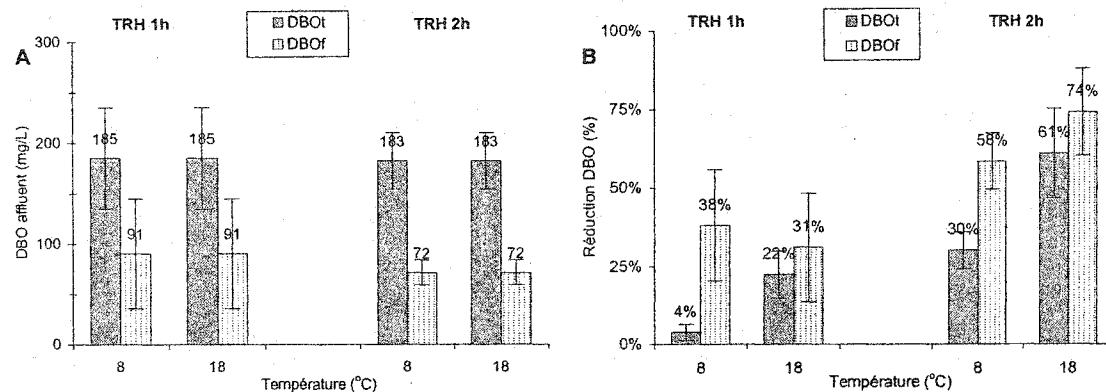


Figure 4.19b : DBO totale et filtrée à l'affluent (A) et pourcentage d'enlèvement (B) à 8 et 18 °C aux TRH de 1 et 2h.

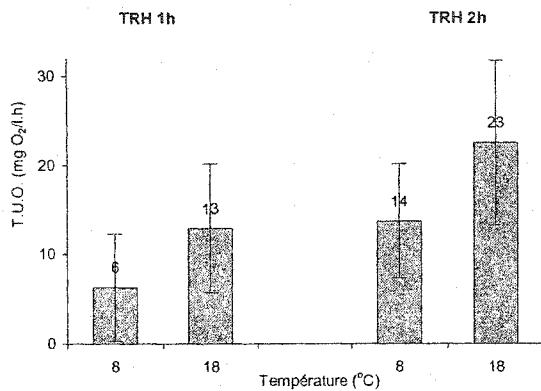


Figure 4.20 : Taux d'utilisation d'oxygène à 8 et 18 °C aux TRH de 1 et 2h.

### b. Production de biomasse

Le TRH de 1 heure, contrairement aux résultats de la section portant sur l'effet du TRH, ne semble plus être optimal pour l'enlèvement de la matière organique. Les résultats de la production de biomasse confirment cette hypothèse, car aucune production n'est observée au TRH de 1 heure, alors qu'elle est de 20% à 42% au TRH de 2 heures (figure 4.21). Il se peut que ces différences soient reliées au nouvel affluent utilisé pour ces essais sur la température. Quoiqu'il en soit, la température affecte de manière évidente l'efficacité du réacteur bactérien.

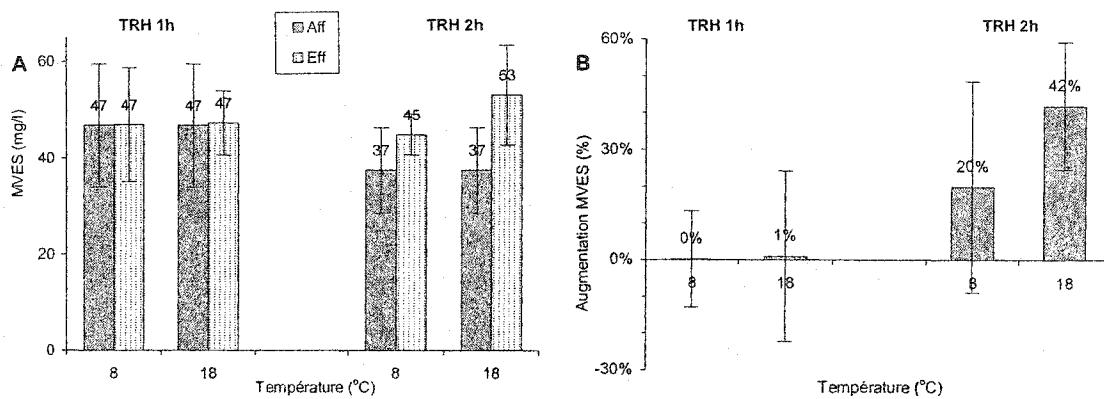


Figure 4.21 : MVES en entrée et sortie (A) et pourcentage d'augmentation (B) à 8 et 18 °C aux TRH de 1 et 2h.

### c. Azote et phosphore

Aucun écart significatif des concentrations d'ammoniaque et d'ortho-phosphates en entrée et sortie n'a été remarqué en fonction de la température. Aucune accumulation importante à

l'intérieur des réacteurs n'a d'ailleurs été remarquée. Les résultats concernant ces paramètres sont présentés en annexe.

#### d. Bilans de masse

Le contrôle de la croissance bactérienne sur la paroi interne des réacteurs s'est avéré efficace, ce qui facilite la fermeture des bilans massiques du phosphore, de l'azote et de la DCO (figure 4.22).

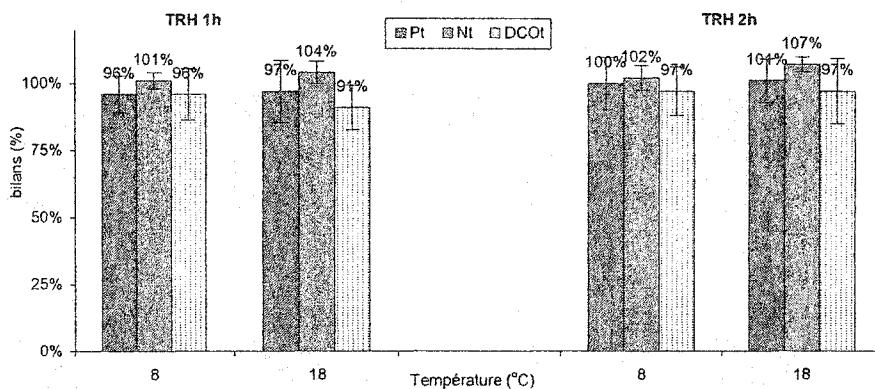


Figure 4.22 : Bilans de masse du phosphore, de l'azote et de la DCOT à 8 et 18 °C aux TRH de 1 et 2h.

#### 4.3.4 Effet de la qualité de l'affluent sur l'efficacité du réacteur bactérien

Plusieurs affluents ont été utilisés dans le cadre de l'optimisation du réacteur bactérien. L'influence de sa qualité s'est avérée autant, sinon plus significative que l'effet de paramètres comme le TRH et la température. Dans le but de déterminer quelles caractéristiques de l'affluent influencent davantage l'efficacité du réacteur bactérien, quatre hypothèses ont été émises :

1. L'enlèvement de la matière organique rapidement biodégradable par le réacteur bactérien est proportionnel à la quantité contenue dans l'affluent;
2. L'enlèvement de la matière organique rapidement biodégradable par le réacteur bactérien est proportionnel à la concentration de biomasse bactérienne présente à l'affluent.
3. La production de biomasse bactérienne dispersée par le réacteur bactérien est proportionnelle à l'enlèvement de la matière organique rapidement biodégradable;

4. La production de biomasse bactérienne dispersée par le réacteur bactérien est proportionnelle à la concentration de MVES à l'affluent.

Afin de vérifier ces hypothèses, les résultats de l'opération du réacteur bactérien au TRH de 2 heures et à 18 °C obtenus au cours de 118 jours d'expérimentation ont été réunis. Ces expérimentations ont été réparties sur une année complète pendant laquelle l'affluent a été renouvelé à une dizaine de reprises. Cet échantillon est donc représentatif des variations que peuvent subir les caractéristiques de l'affluent au cours des saisons.

#### a. Vérification de l'hypothèse 1

1. L'enlèvement de la matière organique par le réacteur bactérien est proportionnel à la proportion de matière organique rapidement biodégradable contenue dans l'affluent.

Cette hypothèse est basée sur le principe que plus la matière organique contenue dans l'affluent est rapidement biodégradable, plus le réacteur bactérien peut être efficace à l'enlever. Afin de vérifier cette hypothèse, la corrélation entre l'efficacité d'enlèvement de la DCO filtrée par le réacteur bactérien et la concentration de la DCO filtrée à l'affluent a été calculée, de même que celle entre cette même efficacité et le rapport de la DCO filtrée sur la DCO totale de l'affluent. Malgré le fait que cette hypothèse semble facilement vérifiable, aucune corrélation significative n'a pu être trouvée entre l'efficacité et ces deux paramètres (figure 4.23 a et b). Cela ne permet toutefois pas de conclure que l'hypothèse 1 est fausse.

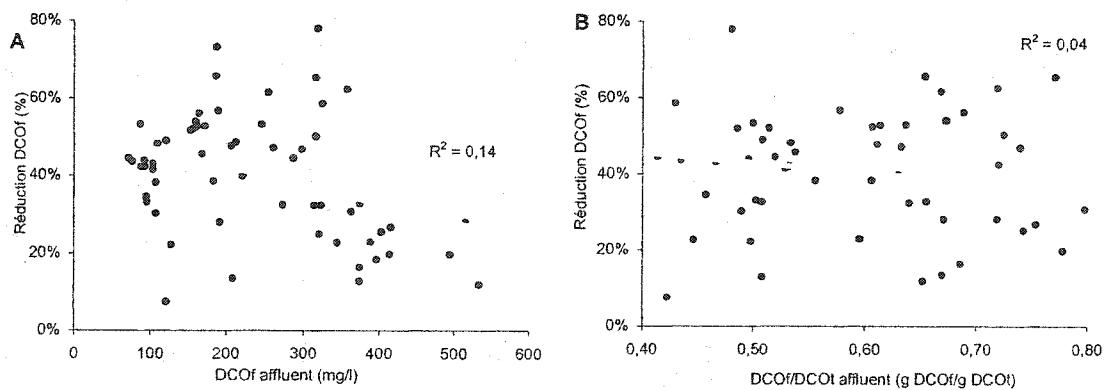


Figure 4.23 : Enlèvement de la DCO filtrée en fonction de la DCO filtrée à l'Affluent (A) et du rapport de la DCOf sur la DCOt de l'affluent (B). TRH 2h, 18°C.

Pour vérifier l'hypothèse 1, la concentration de matière organique rapidement biodégradable a été jugée équivalente à la quantité de la DCO filtrée contenue dans l'eau, ce qui est en fait une estimation de cette concentration. En plus de la matière rapidement biodégradable ( $S_s$ ), la DCO filtrée inclut la matière organique inerte dissous ( $S_l$ ). Si la quantité de  $S_l$  dans l'affluent est variable, il se pourrait alors que la DCO filtrée ne soit plus proportionnelle à la quantité de matière organique rapidement biodégradable. Il faudrait dans ce cas estimer directement cette quantité ( $S_s$ ), ce qui a été fait de deux façons.

### 1. Soustraction des sels inertes organiques dissous

La concentration de  $S_l$  a été calculée en utilisant cette méthode lors de 4 expérimentations (figure 4.24). On remarque que la différence de quantité de  $S_l$  entre les effluents finaux FPB et témoin est de 0 à 1%. Le pourcentage de  $S_l$  ne semble pas constant en fonction de l'affluent. Il est près de deux fois plus élevé au mois 5. Si cet affluent est atypique et que la concentration de  $S_l$  à l'affluent est constante, alors l'approximation de  $S_s$  par la quantité de la DCO filtrée à l'affluent est correcte.

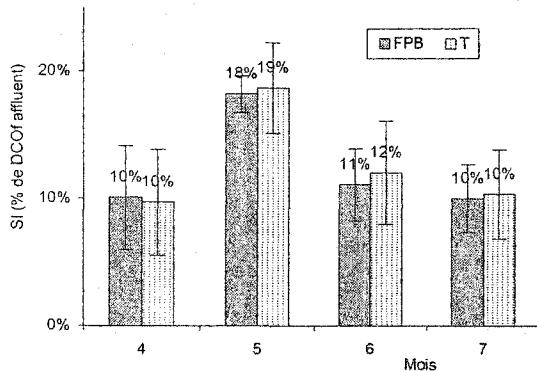


Figure 4.24 : Substrat dissous non-biodégradable ( $S_l$ ) de 4 échantillons en pourcentage de la DCOf à l'affluent des procédés FPB et témoin.

### 2. Méthode physico-chimique

Cette méthode physico-chimique a été utilisée pour déterminer la quantité de  $S_s$  à deux reprises. Les valeurs de la DCO floculée-filtrée sont comparées aux valeurs de la DCO filtrée seulement (tableau 4.1). Ces valeurs représentent les moyennes de résultats de l'analyse en triplicata. Le coefficient de variation associé à chaque moyenne est inférieur à 2%. On remarque que la différence de  $S_s$  calculé selon les deux méthodes est faible, soit de 3 à 5%. L'utilisation de cette

méthode amène à la même conclusion qu'avec la précédente méthode, soit que l'approximation de  $S_s$  par la quantité de la DCO filtrée à l'affluent est correcte. L'hypothèse 1 ne peut donc être vérifiée sur la base des résultats obtenus.

Tableau 4.1 : Comparaison de  $S_s$  obtenu selon les méthodes traditionnelle et physico-chimique

Affluent	Méthode traditionnelle			Méthode physico-chimique			Différence ( $S_s$ )
	DCOf	$S_t$	$S_s$	DCOf <sub>F</sub>	$S_t$	$S_s$	
	mg/L			mg/L			%
h	355	36	<b>319</b>	338	36	<b>302</b>	5
i	389	26	<b>363</b>	379	26	<b>353</b>	3

### b. Vérification des hypothèses 2 et 3

2. L'enlèvement de la matière organique rapidement biodégradable par le réacteur bactérien est proportionnel à la concentration de biomasse bactérienne présente à l'affluent.
3. La production de biomasse bactérienne dispersée par le réacteur bactérien est proportionnelle à l'enlèvement de la matière organique rapidement biodégradable.

La relation entre ces paramètres s'est avérée être non significative avec des coefficients de corrélation inférieurs à 10%. Elles ne peuvent donc être vérifiées puisqu'elles concernent l'enlèvement de la matière organique rapidement biodégradable de l'affluent et qu'elles sont basées sur le même principe que celui de l'hypothèse 1.

### c. Vérification de l'hypothèse 4

La production de biomasse bactérienne dispersée par le réacteur bactérien est proportionnelle à la concentration de MVES à l'affluent.

Cette dernière hypothèse est basée sur le principe que plus la quantité de biomasse bactérienne à l'affluent est élevée, plus l'efficacité de production de cette même biomasse par le réacteur bactérien est élevée. Afin de vérifier cette hypothèse, la corrélation entre l'efficacité de production des MVES par le réacteur bactérien et la concentration des MVES à l'affluent a été calculée. Aucune corrélation significative n'a cependant pu être trouvée entre l'efficacité de production et les MVES à l'affluent (figure 4.25).

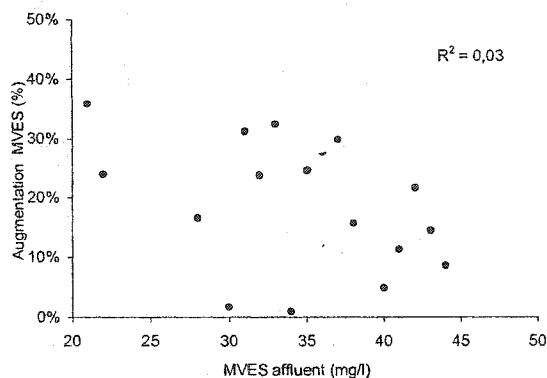


Figure 4.25 : Augmentation des MVES en sortie du réacteur bactérien en fonction des MVES à l'affluent. TRH 2h, 18°C.

Pour vérifier l'hypothèse 4, la quantité de biomasse bactérienne active et dispersée contenue dans l'eau a été estimée équivalente à la concentration de MVES. Cette estimation est très grossière, car les MVES contiennent bien plus que de la biomasse bactérienne active et dispersée. Les fractions quelles contiennent peuvent être comparées à celle de la DCO particulaire (figure 4.24). En plus de la biomasse bactérienne dispersée, elles renferment peut-être d'autres types de biomasse hétérotrophe active ( $X_H$ ) (ex: biomasse fixée, biomasse prédatrices, etc.), du substrat particulaire lentement biodégradable ( $X_S$ ) et des matières inertes organiques ( $X_I$ ). Puisque aucune méthode de fractionnement de la DCO particulaire n'a été employée dans le cadre de ce projet, l'hypothèse 4 ne peut être vérifiée.

Les 4 hypothèses possées concernant l'influence des caractéristiques de l'affluent n'ont pu être vérifiées. Il se pourrait qu'un fractionnement des différentes composantes de l'affluent permette la vérification de ces hypothèses, lequel pourrait être réalisé par l'utilisation de modèle mathématique de fractionnement. La vérification ne sera cependant pas faite plus en détail dans le cadre de ce travail.

#### 4.4 Validation du système d'opération des boues activées

La validation de l'opération des systèmes de boues activées a été réalisée en trois essais de 15, 13 et 7 jours. L'efficacité des deux systèmes témoins est présentée dans cette section, de même que la production de boues de chaque réacteur.

#### 4.4.1 Efficacité de traitement des systèmes témoins

Avant de comparer la production de boues des deux systèmes témoins, il importe de présenter leur efficacité globale de traitement, c'est-à-dire leur efficacité d'enlèvement de la matière organique, de la matière en suspension et du phosphore. Les concentrations de la DBO totale, des MVES et du phosphore à l'effluent final des témoins sont comparées aux concentrations maximales que doit contenir l'effluent final des STEP du Québec en vertu des normes imposées par le Ministère. Ces normes sont de 30 mg/L pour la DBO totale et les MVES et de 1 mg P/L pour le phosphore total. Les concentrations de la DCO totale et filtrée et de l'azote à l'effluent final sont présentées en annexe de ce document.

##### a. Enlèvement des matières organique et en suspension

La DBO totale à l'effluent final des systèmes témoins dépasse souvent la norme de 30 mg/L et a un écart type élevé, soit jusqu'à 38 mg DBO/L (figure 4.26). Cet écart type diminue de moitié à l'essai 3 par rapport à l'essai 2, ce qui indique une amélioration de la stabilité des systèmes. On peut en dire autant en ce qui concerne l'enlèvement des MVES. L'écart type associé aux MVES à l'essai 3 est de 3 à 4 fois plus faible pour le témoin 1, ce qui confirme l'amélioration de la stabilité des décanteurs (figure 4.26). La différence entre les MVES des deux témoins pourrait se traduire en une différence importante de la production de boues de chacun.

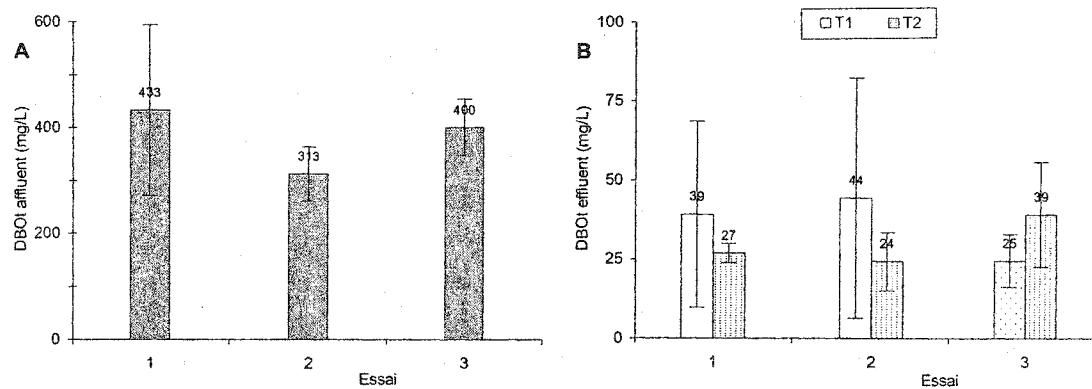


Figure 4.26: DBO totale à l'affluent (A) et à l'effluent final des témoins 1 et 2 (B) pour les 3 essais de validation

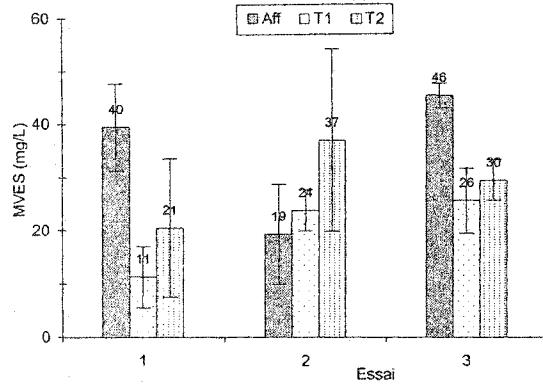


Figure 4.27: MVES à l'affluent et à l'effluent final des témoins 1 et 2 pour les 3 essais de validation

#### b. Enlèvement du phosphore

L'enlèvement du phosphore total des deux réacteurs ne respecte pas les normes lors de l'essai 3 (figure 4.28). Les concentrations de l'effluent en ortho-phosphates sont très élevées à l'effluent. Une dénitrification a été remarqué lors de l'essai 3, laquelle a causé une remontée du voile de boues dans les décanteurs. Il se pourrait que des conditions anaérobies dans les décanteurs aient provoqué un relargage d'ortho-phosphates.

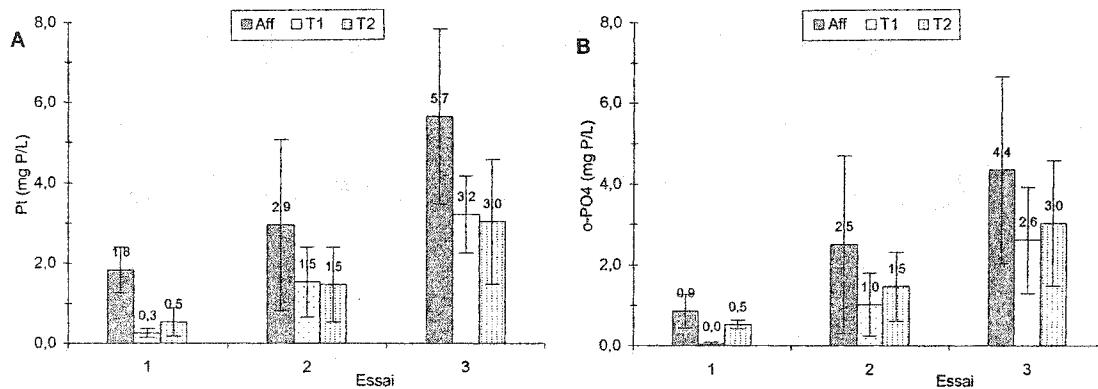


Figure 4.28: Phosphore total (A) et ortho-phosphates (B) à l'affluent et à l'effluent final des témoins 1 et 2 pour les 3 essais de validation

#### 4.4.2 Systèmes de boues activées témoins

Afin d'obtenir la même production de boues à l'aide des témoins 1 et 2, il est important de pouvoir opérer les deux systèmes dans les conditions les plus identiques possible. C'est pourquoi les conditions d'opération de chaque réacteur, dont le TRB et les concentrations des boues activées et recirculées, sont présentées dans cette section. La différence de production totale de boues entre les deux témoins est ensuite présentée.

##### a. Boues activées

La concentration de la liqueur mixte et le temps de rétention des boues sont semblables entre les témoins 1 et 2 avec des différences entre 3 et 15% (figure 4.29). Lors l'essai 2, la concentration des boues activées a chuté de 2200 à 800 mg MVES/l en 13 jours (figure 4.30), ce qui explique le fait que l'écart type de cet essai soit si élevé. Le TRB de l'essai 2 a été fixé initialement à 6 jours afin d'opérer les boues dans des conditions semblables à celles de la STEP de St-Hyacinthe. Ce TRB s'est avéré être trop élevé pour la quantité de boues produites à l'échelle du laboratoire. C'est ce qui explique la chute graduelle de la concentration des boues activées. Le TRB a été augmenté à 10 jours lors de l'essai suivant de manière à maintenir une concentration stable de la liqueur mixte en fonction du temps.

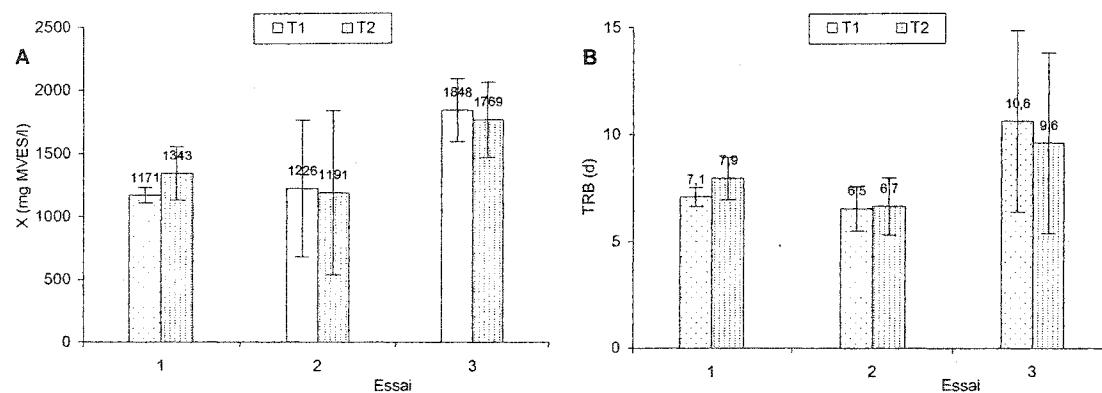


Figure 4.29 : MVES des boues activées (A) et TRB (B) des témoins 1 et 2 pour les 3 essais de validation

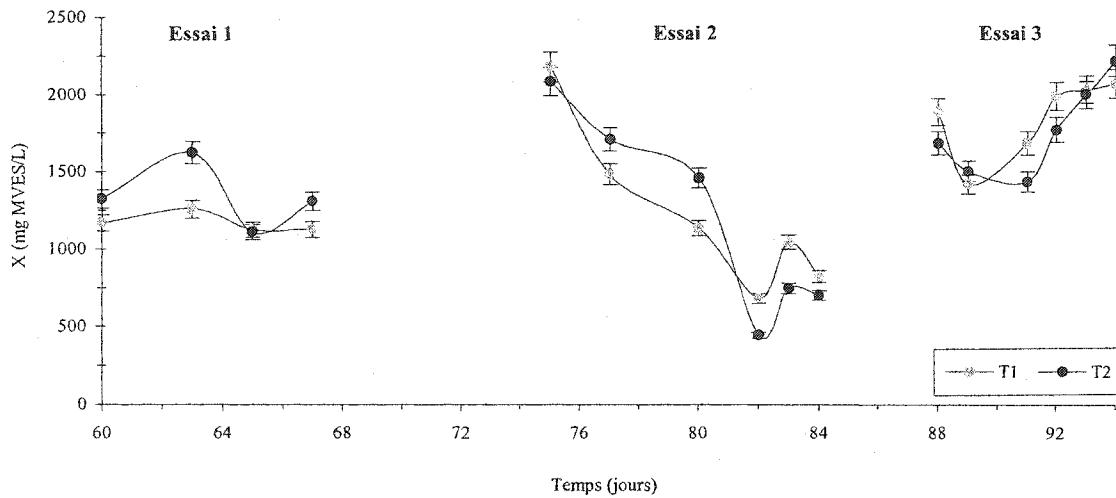


Figure 4.30 : MVES des boues activées témoins 1 et 2 en fonction du temps pour les 3 essais de validation

### b. Boues décantées et recirculées

L'amélioration des systèmes de décantation a permis d'augmenter la stabilité du voile de boues dans les décanteurs et ce, particulièrement à l'essai 3 (figure 4.31). Lors de cet essai, la valeur du voile est constante jusqu'au dernier jour de l'essai. Des améliorations apportées lors de ce dernier essai ont consisté principalement en l'adoption d'un système de brassage des boues contenues dans le voile. Ce brassage a augmenté l'homogénéité des boues décantées par l'élimination de boues stagnantes et de courants préférentiels dans des décanteurs. Grâce à cette plus grande stabilité des voiles de boues, la concentration des boues recirculées des témoins 1 et 2 se sont considérablement rapprochées en passant d'une différence de 15% à la période 1 à 4% à la dernière période (figure 4.32).

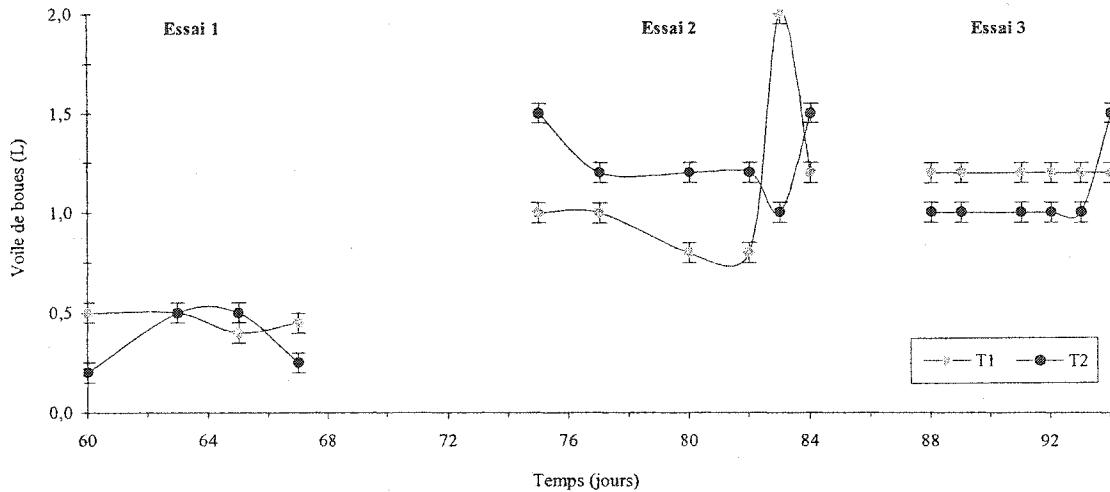


Figure 4.31: Voile de boues dans les décanteurs des témoins 1 et 2 pour les 3 essais de validation

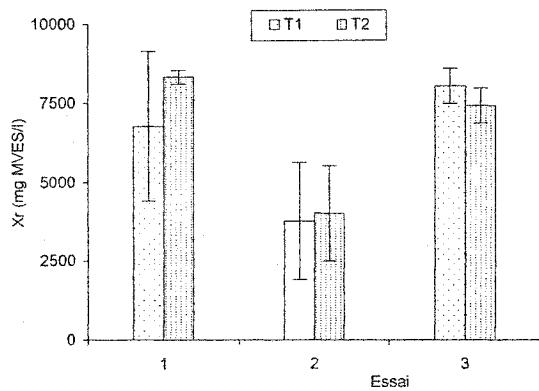


Figure 4.32 : Concentration des boues recirculées des témoins 1 et 2 pour les 3 essais de validation

### c. Production de boues

Une meilleure homogénéité du voile de boues n'a pas pu éliminer les réactions de dénitrification dans les décanteurs. Cela est confirmé par la remontée de fines bulles de gaz en surface des décanteurs. Ces gaz ont occasionné des problèmes de flottation des boues dans les décanteurs, lesquelles ont dû être purgées de façon ponctuelle. Ces difficultés sont à l'origine de différences significatives de 6 à 16% entre les quantités de boues purgées des témoins 1 et 2, respectivement (figure 4.33). La chute de la concentration des boues activées, décrite à la

section des boues activées témoins, a fait en sorte que l'écart type des boues purgées à l'essai 2 soit de 2 à 8 fois plus élevé que lors des 2 autres essais.

Une amélioration de la stabilité des voiles de boues au troisième essai peut être la cause du rapprochement des valeurs de boues à l'effluent (figure 4.33). La différence entre les boues à cet essai n'est plus que de 15%, alors qu'elle était de 82% à l'essai 1. L'écart type a également diminué de façon significative pour le témoin 2, soit de plus de 4 fois.

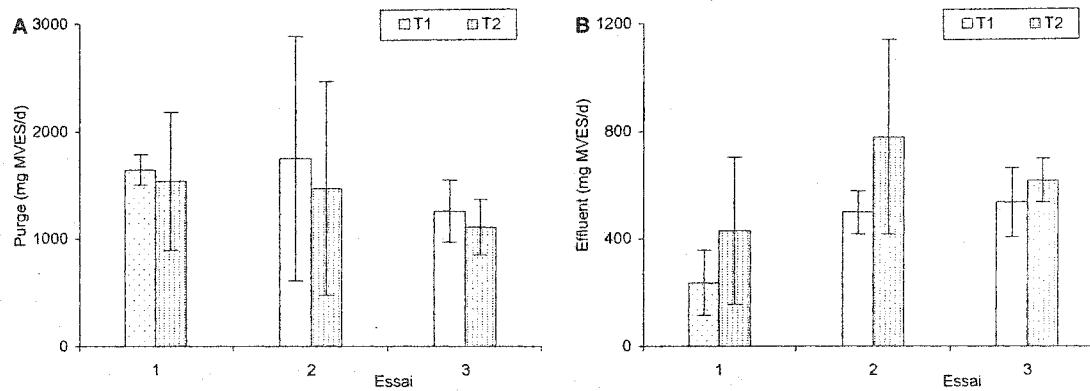


Figure 4.33 : Moyenne des boues purgées (A) et à l'effluent (B) des témoins 1 et 2 pour les 3 essais de validation

Malgré des différences significatives entre les boues purgées et à l'effluent des témoins 1 et 2 durant les trois essais, la production de boues et le coefficient de croissance observée des témoins 1 et 2 sont quasiment identiques (figure 4.34). Leur différence est nulle durant l'essai 2 et près de 5% pour les deux autres. En fait, les différences entre les boues purgées et à l'effluent se compensent durant les essais 1 et 2, ce qui annule la différence de production.

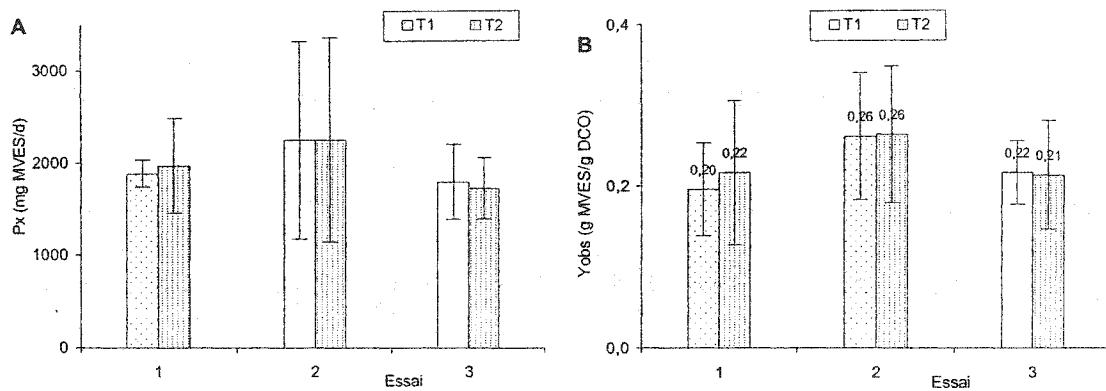


Figure 4.34: Moyenne de la production de boues (A) et coefficient de synthèse observée (B) des témoins 1 et 2 pour les 3 essais de validation

#### d. Bilans de masse

Les bilans massiques sur le phosphore, l'azote et la DCO totale sont présentés à la figure 4.35. Ces bilans permettent de constater l'amélioration de l'opération des systèmes et l'augmentation de leur stabilité. L'erreur associée aux quantités de phosphore, d'azote et de DCO diminue de manière importante de l'essai 1 à 3. Le fait que les bilans ferment entre 53 et 221% est probablement en lien avec la flottation de boues en surface des décanteurs. La somme de ces boues produites de façon ponctuelle est en effet beaucoup plus difficile à déterminer avec précision, car une partie de celles-ci peut se retrouver rapidement à l'effluent et ne pas être quantifiée.

L'importance de la nitrification et de la dénitrification, dont les effets ont été observés durant les essais de validation, n'a pu être quantifiée. Celle-ci est une source d'erreur supplémentaire qui, additionnée à celle de l'instabilité du système et des purges ponctuelles, empêche la fermeture des bilans massiques.

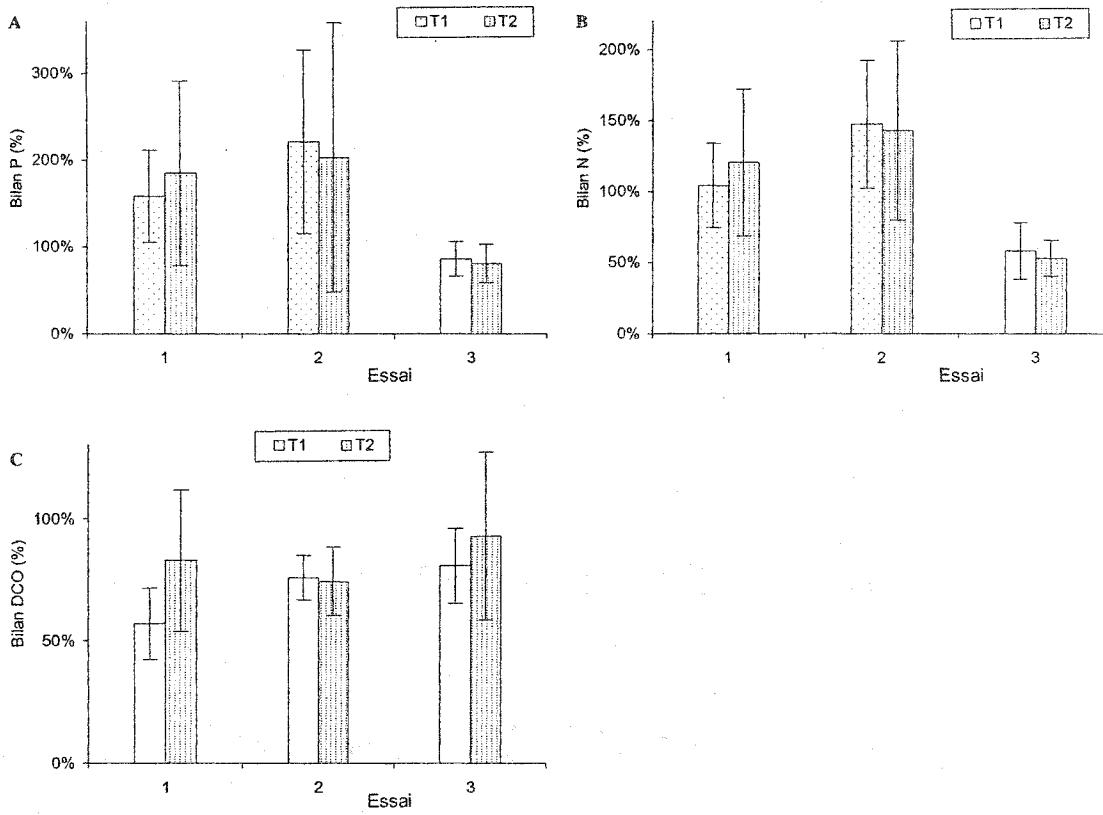


Figure 4.35: Bilans de masse pour le phosphore (A), l'azote (B) et la DCO totale (C) des témoins 1 et 2 pour les 3 essais de validation

#### 4.5 Développement du procédé FPB

Le procédé FPB a été testé à quatre reprises sur une période de près de quatre mois. Le premier essai, FPB-a, a été réalisé à l'aide d'un système de boues activées avec décantation et recirculation semblable à celui utilisé lors de la période de référence. L'essai FPB-a s'est terminé après 17 jours d'expérimentation en raison de remontées incontrôlées des boues dans les décanteurs. Avant ce premier essai avec le procédé FPB, plusieurs tentatives ont été faites afin d'améliorer la stabilité du système de décantation et recirculation. Malgré près de 5 mois de tentatives infructueuses, il n'a pas été possible de conserver les boues activées au-delà de 17 jours. Chaque tentative s'est terminée soit par un foisonnement de bactéries filamenteuses, soit par une perte des boues activées.

Puisque le système de décantation et recirculation s'est avéré trop instable à l'échelle du laboratoire, il a été décidé d'utiliser un réacteur biologique séquentiel (RBS) lors des essais FPB b à d. Grâce à ce système sans recirculation, les boues activées ont pu être conservées plus de 40 jours consécutifs. Un affluent différent a été utilisé à chaque essai. Le dernier essai FPB-d a été réalisé pendant 25 jours en utilisant un nouvel affluent et de nouvelles boues activées.

Afin de conserver le même ordre de présentation que celui de la section précédente, l'efficacité globale de traitement du procédé FPB et du témoin est présentée en premier. L'efficacité du réacteur bactérien est également présentée. La production de boues des réacteurs de boues activées FPB et témoin est ensuite présentée. La production de boues du procédé complet, soit des réacteurs bactérien et de boues activées, est finalement comparée à la production du réacteur de boues activées témoin.

#### **4.5.1 Efficacité de traitement des systèmes FPB et témoin**

Qu'il soit possible ou non d'obtenir une réduction de boues avec le procédé FPB, il importe d'abord de savoir si l'efficacité de traitement de l'eau usée avec le procédé FPB est comparable à celle procédé témoin. Afin de déterminer cette efficacité globale de traitement et de la comparer à celle du procédé témoin, les mêmes paramètres que ceux présentés dans la section de la validation de l'opération des systèmes sont utilisés (DBO, MVES et phosphore). À noter que seules les moyennes sont présentées ici et que les résultats bruts en fonction du temps sont présentés en annexe de ce document.

##### **a. Enlèvement des matières organique et en suspension**

L'enlèvement de la DBO totale et des MVES par les procédés FPB et témoin est suffisant, puisqu'il respecte les normes fixées par le ministère (figures 4.36 et 4.37). L'efficacité d'enlèvement de la DBO et des MVES par le procédé FPB est inférieure à celle du procédé témoin pour les 4 essais et ce, particulièrement pour l'enlèvement de la DBO de l'essai FPB-a. Cet essai a été réalisé avec un système de décantation et recirculation, lequel est beaucoup moins stable que le RBS.

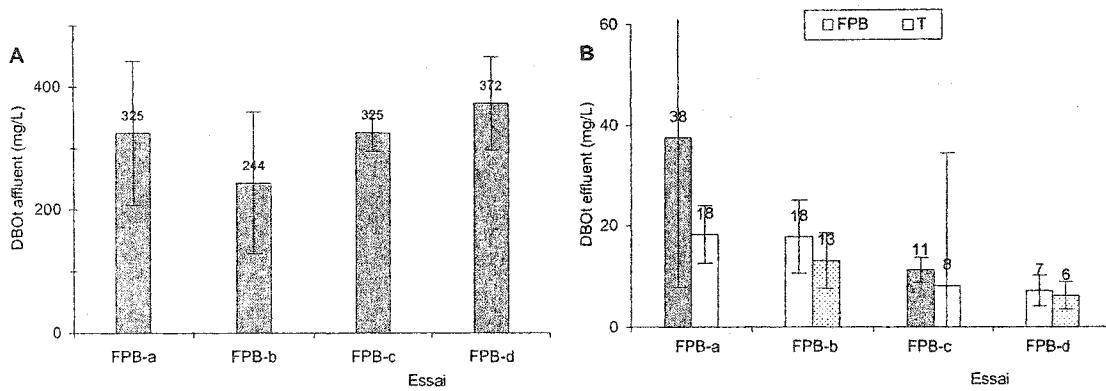


Figure 4.36 : DBO totale à l'affluent (A) et à l'effluent (B) des procédés FPB et témoin.

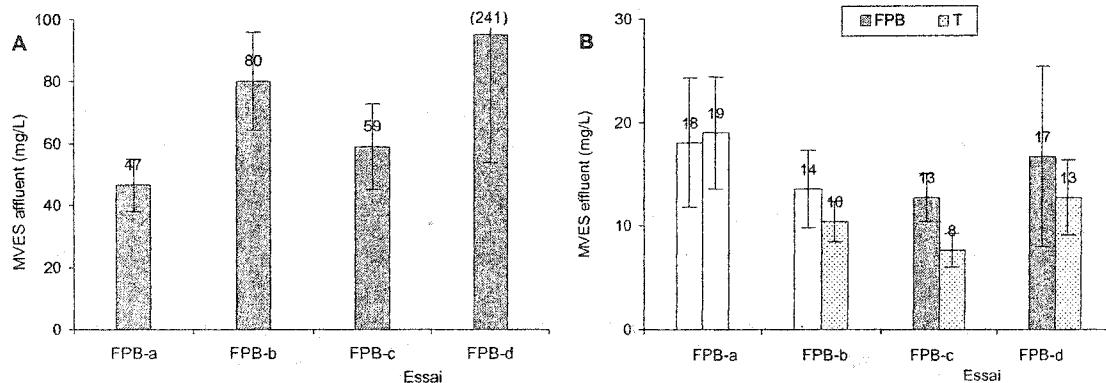


Figure 4.37 : MVES à l'affluent (A) et à l'effluent final (B) des procédés FPB et témoin.

### b. Enlèvement du phosphore

L'efficacité d'enlèvement du phosphore ne semble pas affectée par l'introduction du réacteur bactérien. En effet, les concentrations en phosphore total et ortho-phosphates des effluents FPB et témoin sont semblables (figure 4.38). Cependant, on remarque que les concentrations d'ortho-phosphates à effluent lors des essais a et b sont de 3 à 6 mg P/L plus élevées que pour les effluents des 2 autres essais. Ces différences entre sont difficilement explicables, car les concentrations à l'affluent des quatre essais sont très semblables.

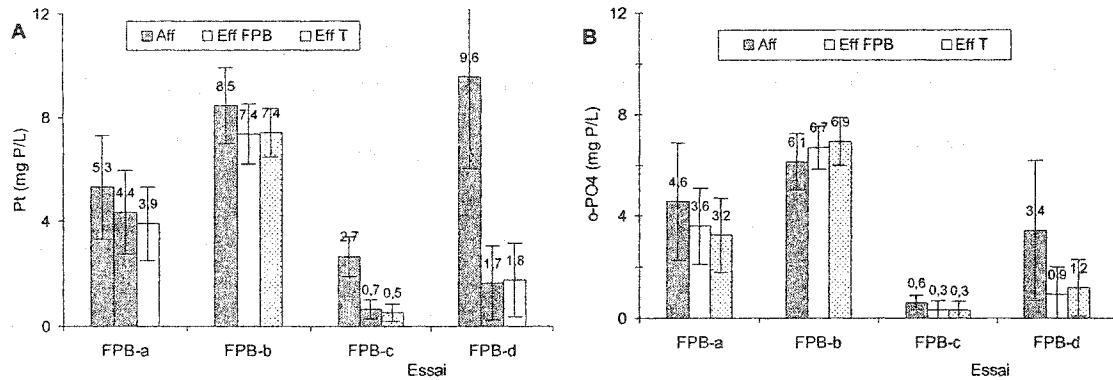


Figure 4.38 : Phosphore total (A) et ortho-phosphates à l'affluent et à l'effluent final des réacteurs FPB et témoin.

#### 4.5.2 Efficacité du réacteur bactérien

##### a. Enlèvement de la matière organique

L'efficacité d'enlèvement de la matière organique rapidement biodégradable est plus faible que celle obtenue lors des essais d'optimisation du réacteur bactérien. Cette efficacité ne dépasse pas 43% d'enlèvement de la DCO filtrée et ce, pour les 4 essais FPB (figure 4.39) comparativement à jusqu'à 59% d'enlèvement obtenu précédemment.

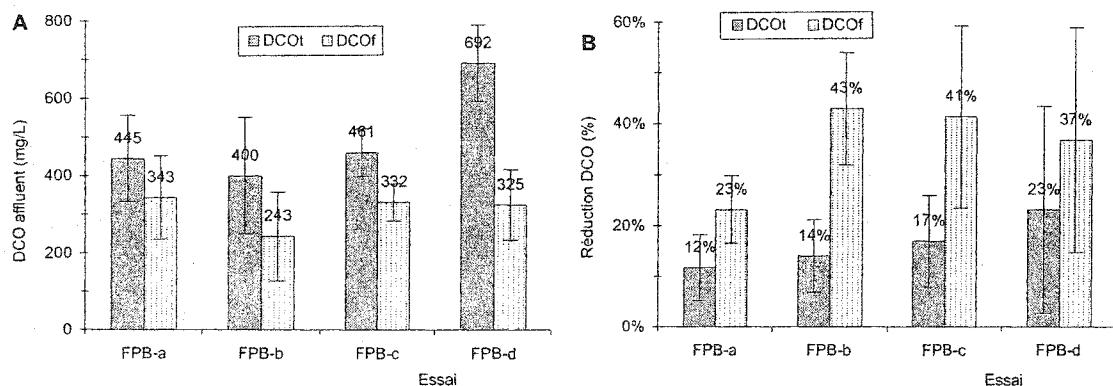


Figure 4.39: DCO totale et filtrée à l'affluent (A) et efficacité d'enlèvement (B) par le réacteur bactérien.

##### b. Production de biomasse dispersée

L'analyse des MVES en sortie du réacteur bactérien indique que la production de biomasse en suspension est faible avec un maximum de 44% (figure 4.40), versus jusqu'à 300% dans la

littérature (Lee et Welander, 1996). Ce maximum reste quant même la plus forte augmentation obtenue, tous les essais du réacteur bactérien confondus.

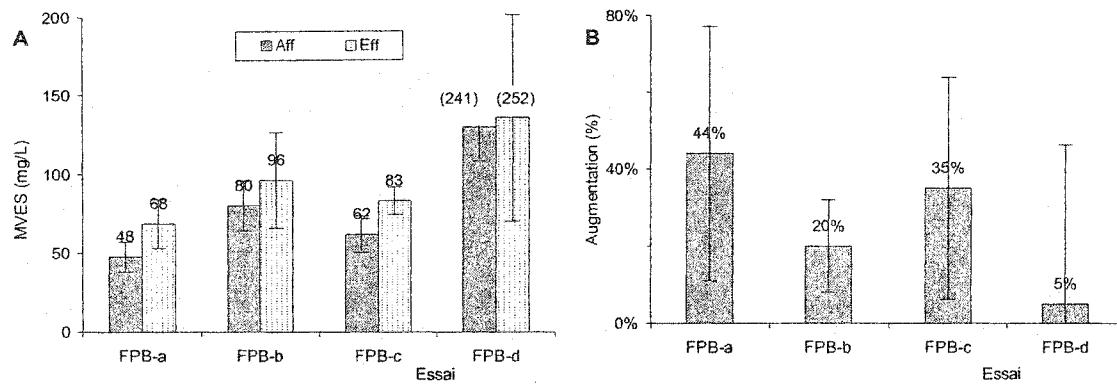


Figure 4.40 : MVES en entrée et sortie du réacteur bactérien (A) et pourcentage d'augmentation (B) pour chaque période FPB.

#### c. Production de biomasse fixée

L'accumulation de la biomasse fixée à l'intérieur du réacteur bactérien lors du développement du procédé FPB doit être considérée dans le calcul de production totale de boues du procédé FPB. Cette accumulation, qui varie entre 0,2 et 0,8 g MVES/d (figure 4.41), sera additionnée à la section suivante à la quantité de boues produites par les boues activées FPB.

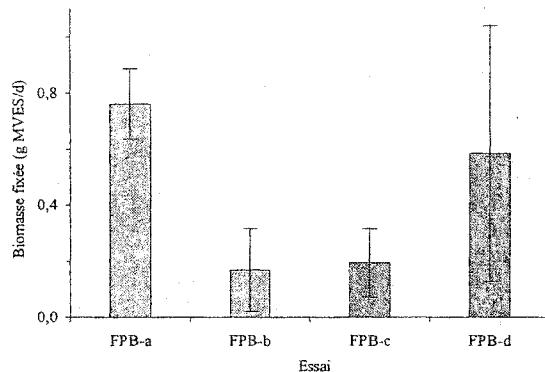


Figure 4.41 : Accumulation de biomasse fixée par le réacteur bactérien pour les 4 essais FPB

#### d. Azote et phosphore

Les concentrations d'azote sous formes d'azote totale Kjeldahl, d'ammoniaque ou de nitrites-nitrate ne varient pas de façon significatives entre l'entrée et la sortie du réacteur bactérien pour chacun des essais FPB (figure 4.41). Il en va de même pour la concentrations du phosphore

total. Pour ces raisons, les résultats associés à ces paramètres sont laissés en annexe de ce document. Le fait que les quantités des formes totales d'azote et de phosphore soient constantes indique un contrôle adéquat de la fixation de la biomasse produite dans le réacteur bactérien. Ceci est également démontré par la fermeture à près de 100% pour les bilans massiques du phosphore, de l'azote et de la DCO (voir pourcentage en annexe).

Bien que les concentrations totales d'azote et de phosphore soient constantes en sortie du réacteur bactérien, l'équilibre en nutriments de l'affluent des boues activées FPB et témoin est changé. En effet, la respiration d'une partie de la matière organique par la biomasse du réacteur bactérien augmente les quantités d'azote et de phosphore relative à la quantité de matière organique restante (figure 4.41). Le rapport DBO: N: P nécessaire pour combler les besoins en nutriments des boues activées est de 100: 5: 1 (Metcalf et Eddy, 2003). Ce rapport est respecté par les affluents FPB et témoin durant tous les essais, sauf à l'affluent du témoin FPB-c pour lequel la quantité de phosphore est insuffisante. Ce déficit peut provoquer le développement d'organismes indésirables telles les bactéries filamentueuses, ce qui a été observé à la fin de l'essai FPB-c.

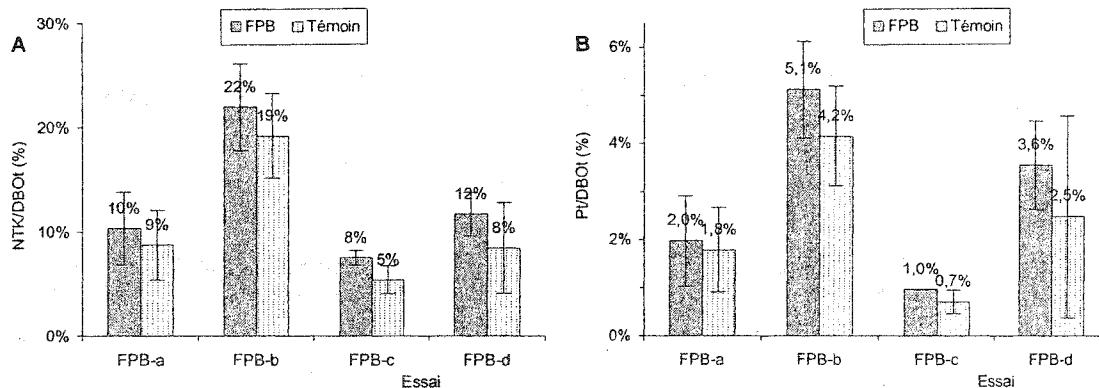


Figure 4.41 : Pourcentages relatifs de NTK (A) et de Pt (B) par rapport à la DBO totale des affluents des boues activées FPB et témoin.

#### 4.5.3 Systèmes de boues activées FPB et témoin

La réduction de la production de boues est le résultat attendu de l'application du procédé FPB. Cependant, son application entraîne une série de modifications sur les boues activées et leurs caractéristiques. Cette section présente en premier lieu l'effet du réacteur bactérien sur la

concentration des boues activées, sur leur taux d'utilisation d'oxygène et enfin sur les propriétés de décantation des boues. Les résultats de production de boues du procédé FPB sont ensuite comparés à ceux du procédé témoin. Finalement, la présentation des résultats d'examens microscopiques des boues activées permet de déterminer l'importance de différents groupes de microorganismes retrouvés dans les boues et d'affirmer si le réacteur de boues activées FPB agit réellement à titre de réacteur de prédatation.

#### a. Temps de rétention des boues

Le temps de rétention des boues (TRB) est un paramètre qui influence grandement la croissance de la biomasse et donc la production des boues. Les TRB utilisés ont été ajustés à des valeurs relativement élevées (20 jours) afin de maintenir la concentration de la liqueur à un niveau acceptable (figure 4.42). La forte augmentation du TRB de l'essai 1 à 2 s'explique par le changement du système de décantation et recirculation au système RBS. Les valeurs de TRB utilisées pour la conception d'un système RBS sont élevées, soit entre 15 et 40 heures, versus de 3 à 15 heures pour un procédé de boues activées conventionnelles (Metcalf et Eddy, 2003). Ces changements sont justifiés par l'utilisation d'un procédé témoin en parallèle auquel l'efficacité du procédé FPB est comparée.

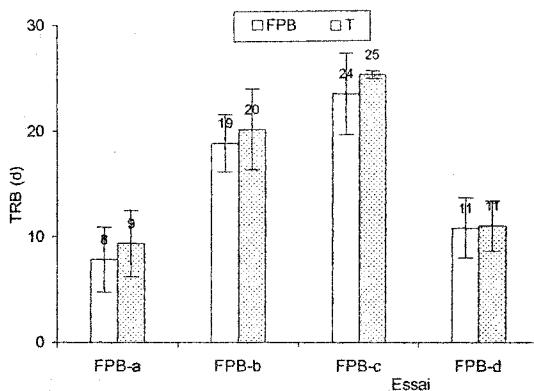


Figure 4.42 : Temps de rétention des boues activées des procédés FPB et témoin.

#### b. Concentration des boues activées

La réduction de la concentration des boues activées FPB par rapport à celle du témoin est l'un des premiers effets remarqués suite à la mise en marche du réacteur bactérien. La raison pour laquelle le premier essai ne montre pas cet effet est que ses boues activées n'ont pas été opérées

de la même façon que lors des essais 2 à 4. Durant l'essai 1, la quantité de boues purgées a été adaptée afin de maintenir les boues activées à une concentration constante. La concentration des boues activées FPB et témoin de l'essai 1 sont donc semblables, mais elles diffèrent de 25% et de 22% pour les essais 2 et 3, respectivement, et de 3% seulement au dernier essai (figure 4.43).

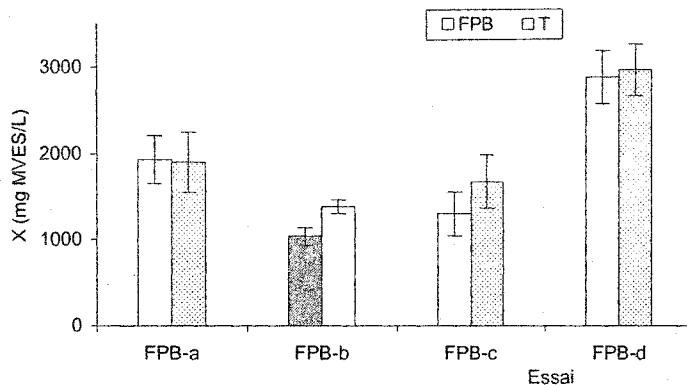


Figure 4.43 : Concentration en MVES des boues activées FPB et témoin

Ces moyennes n'incluent pas les valeurs obtenues durant la première semaine de chaque essai, au cours de laquelle il y a eu acclimatation des boues activées aux conditions d'opération au laboratoire. Au cours de cette période, aucune différence n'a été observée entre la concentration de chaque boue. Cette période d'acclimatation est bien visible lors de l'essai 2 des jours 116 à 125 (figure 4.44). Aucune période d'acclimatation n'a eu lieu pour l'essai 3, car les boues activées utilisées sont les mêmes.

### c. Indice de volume des boues

L'indice de volume des boues (IVB) est un paramètre utilisé pour mesurer l'efficacité de décantation des boues. L'application du procédé FPB semble augmenter cette efficacité, car l'IVB de ses boues est de 15 à 30% plus faible que celui des boues témoin lorsqu'une réduction de boues a été obtenue (figure 4.45 a). Ce paramètre permet de plus de détecter rapidement le développement excessif d'organismes filamentueux, tel que celui observé lors de l'essai 3 à partir du jour 146 (figure 4.45 b).

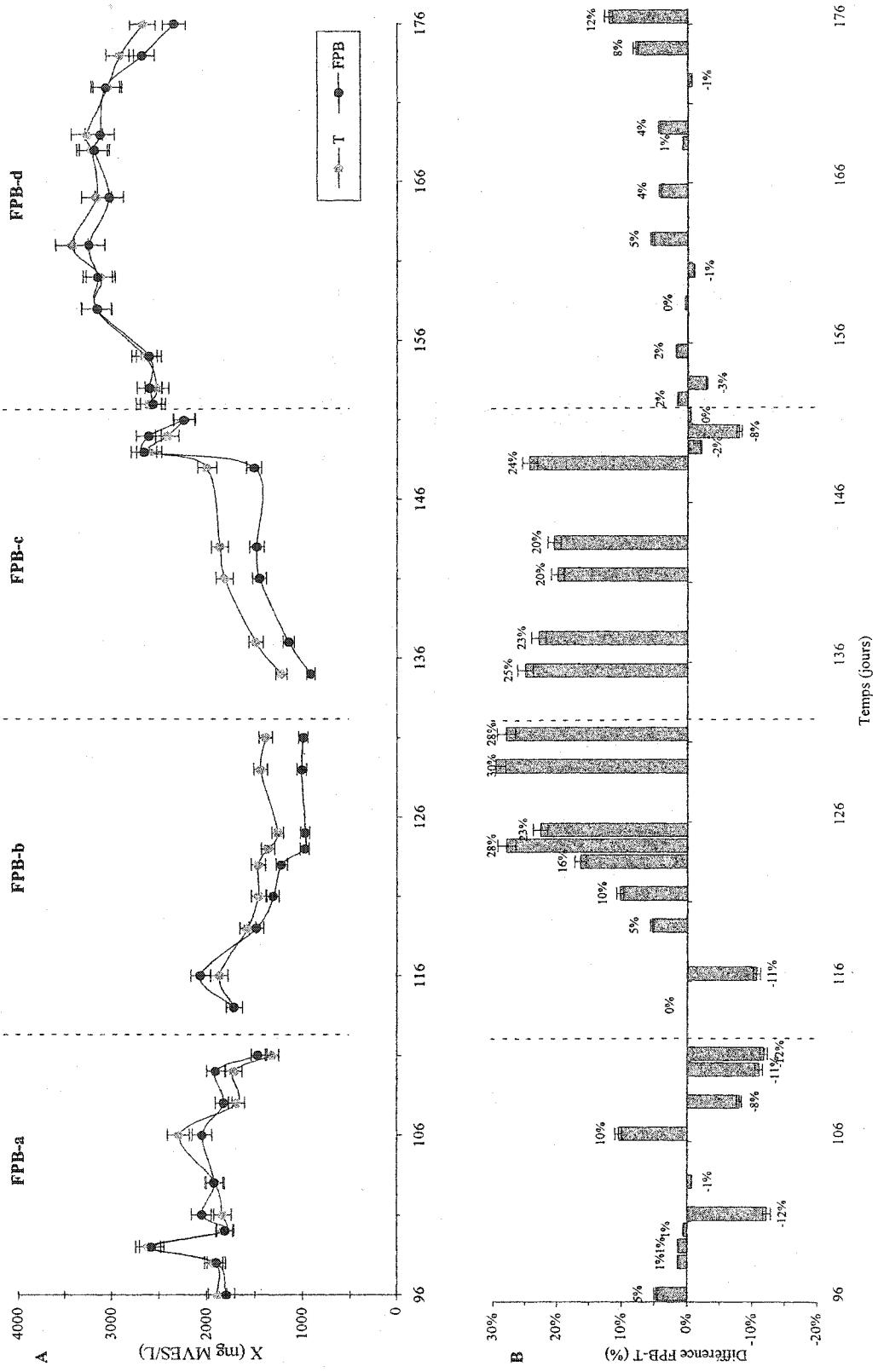


Figure 4.44: Concentration en MVES des bennes activées FPB et témoin (A) et leur différence en pourcentage(B) en fonction du temps.

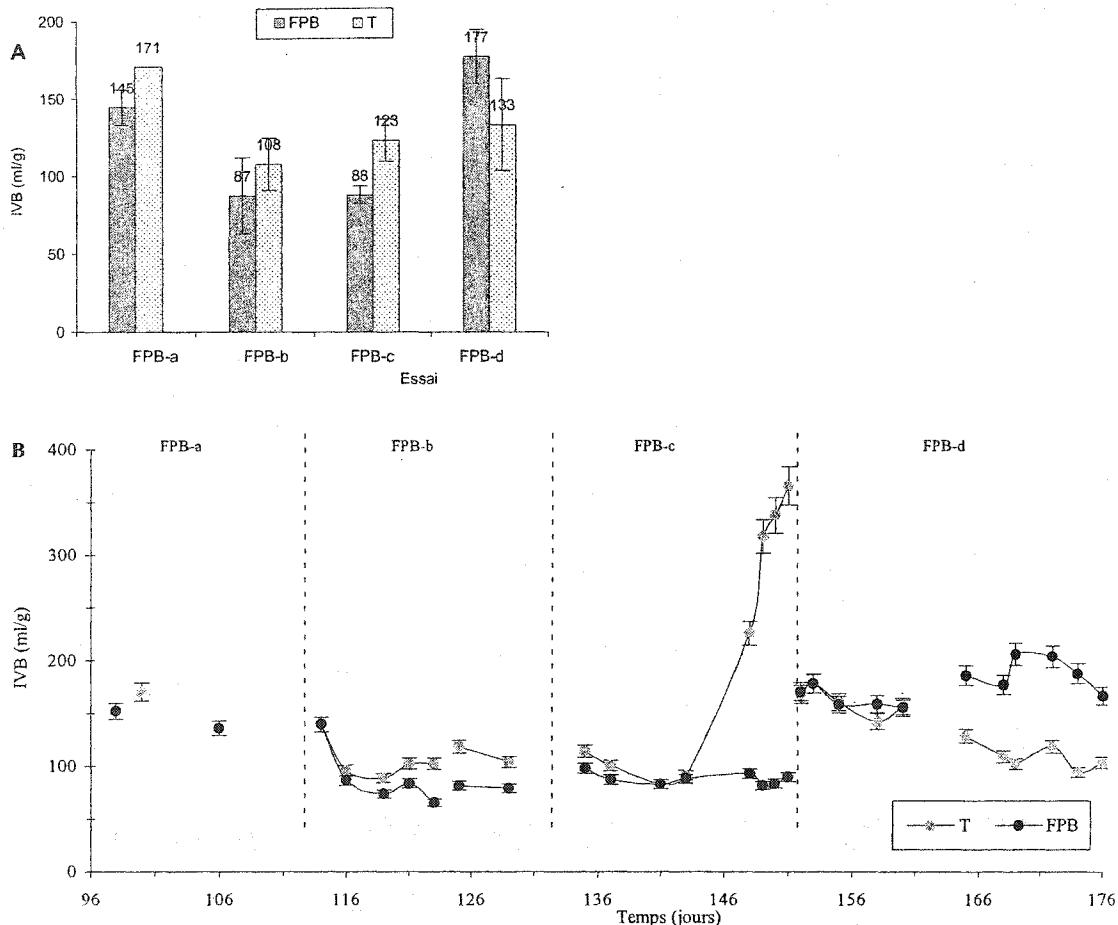


Figure 4.45 : Indice de volume des boues FPB et témoin en fonction du temps (A) et moyenne pour chaque essai (B).

#### d. Taux d'utilisation d'oxygène

Selon la littérature, un des aspects négatifs du procédé FPB est une augmentation des besoins en oxygène de la biomasse des boues activées, en raison de la présence élevée de microorganismes à faible taux de croissance (Low et al., 1999). Le taux d'utilisation d'oxygène (T.U.O.), mesuré directement dans les réacteurs de boues activées, permet de comparer les besoins en oxygène des deux réacteurs. On remarque que le T.U.O. des boues FPB n'est pas plus élevé, mais de 30 à 50% plus faible que le T.U.O. des boues témoin (figure 4.48 a). La demande en oxygène du réacteur bactérien n'est pas incluse dans ces moyennes, ce qui explique que la différence entre les deux réacteurs soit si élevée. Après correction, la différence est pratiquement nulle (figure

4.46 b). Néanmoins, une faible réduction de la production de boues a été possible sans affecter de façon significative les besoins en oxygène.

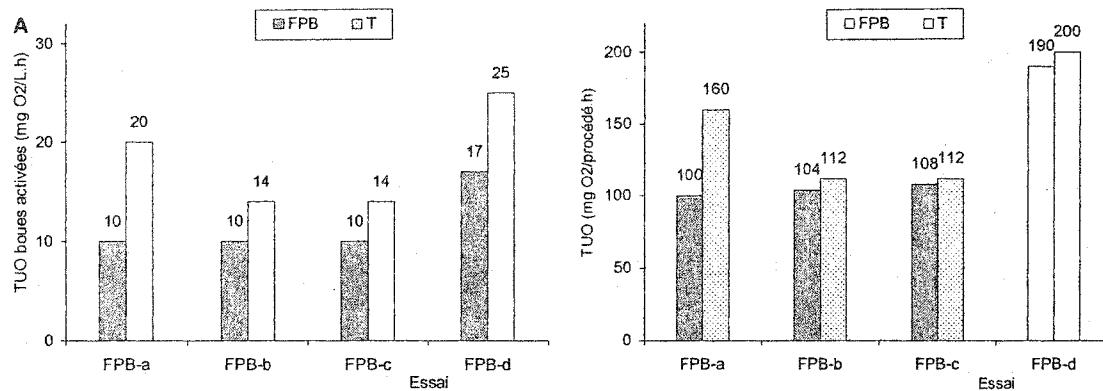


Figure 4.46 : Taux d'utilisation d'oxygène des boues activées (A) et des procédés (B) FPB et témoin.

#### e. Microscopie

Des observations microscopiques hebdomadaires des boues activées ont été réalisées dans le but d'estimer les changements de l'écosystème induits par le procédé FPB. En principe, la biomasse bactérienne produite dans le réacteur bactérien favorise le développement de protozoaires carnivores de bactéries, dont principalement les ciliés libres et fixés. Les résultats des observations montrent une différence significative dans l'abondance relative des différents groupes de protozoaires, mais ne confirme pas la prépondérance de ces protozoaires carnivores de bactéries (figure 4.47). La population de protozoaires des boues activées est plutôt dominée par des protozoaires détritivores, dont les amibes et les flagellés.

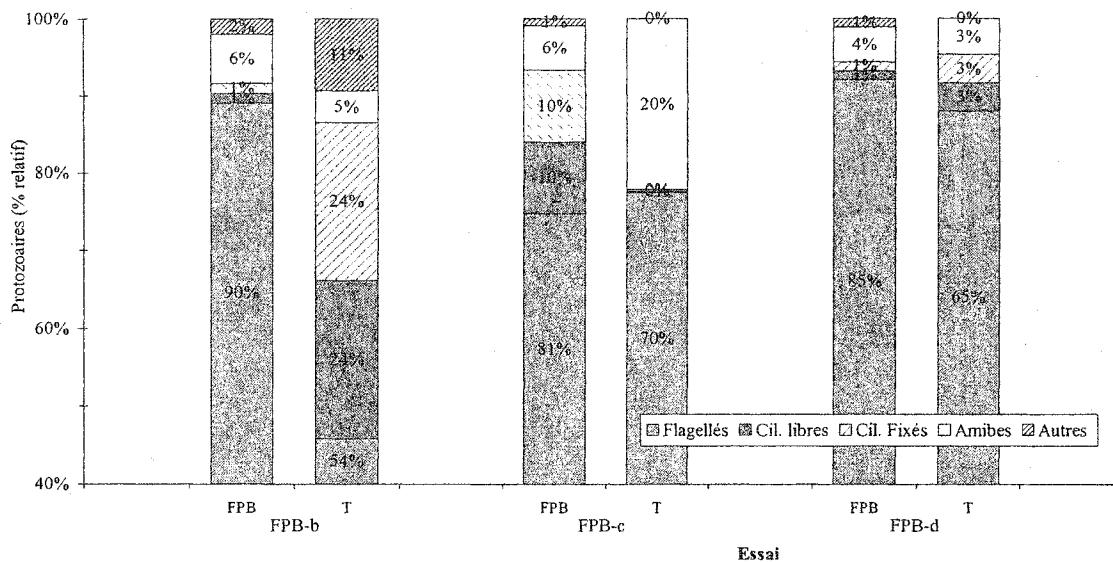


Figure 4.47 : Pourcentages relatifs des protozoaires des boues activées témoin et FPB.

L'examen microscopique des boues a également permis la détection du développement de bactéries filamenteuses dans le réacteur témoin de l'essai FPB-c. La bactérie filamentuse responsable de ce foisonnement a été identifiée comme étant *Spaerotilus natans*, microorganismes croissant dans des conditions de déficit en oxygène et en nutriments et à un rapport F/M supérieur à 0,2 g DBO/g MVES. Puisque l'oxygène a été maintenu à une concentration supérieure à 4 mg/L en tout temps, le développement de cette bactérie a dû être causé par le déficit en phosphore remarqué plus haut (figure 4.41 b).

#### 4.5.4 Production de boues

##### a. Boues purgées et à l'effluent

Les deux premiers paramètres responsables de la production de boues sont les boues purgées et les boues à l'effluent des procédés FPB et témoin. On remarque une réduction de la quantité de boues purgées du procédé FPB entre 5 et 28% par rapport au procédé témoin (figure 4.48). On remarque à la même figure que la quantité de boues à l'effluent est plus élevée pour le procédé FPB, soit entre 30 et 66%. Cette différence s'explique peut-être par une efficacité moindre de décantation des boues activées FPB.

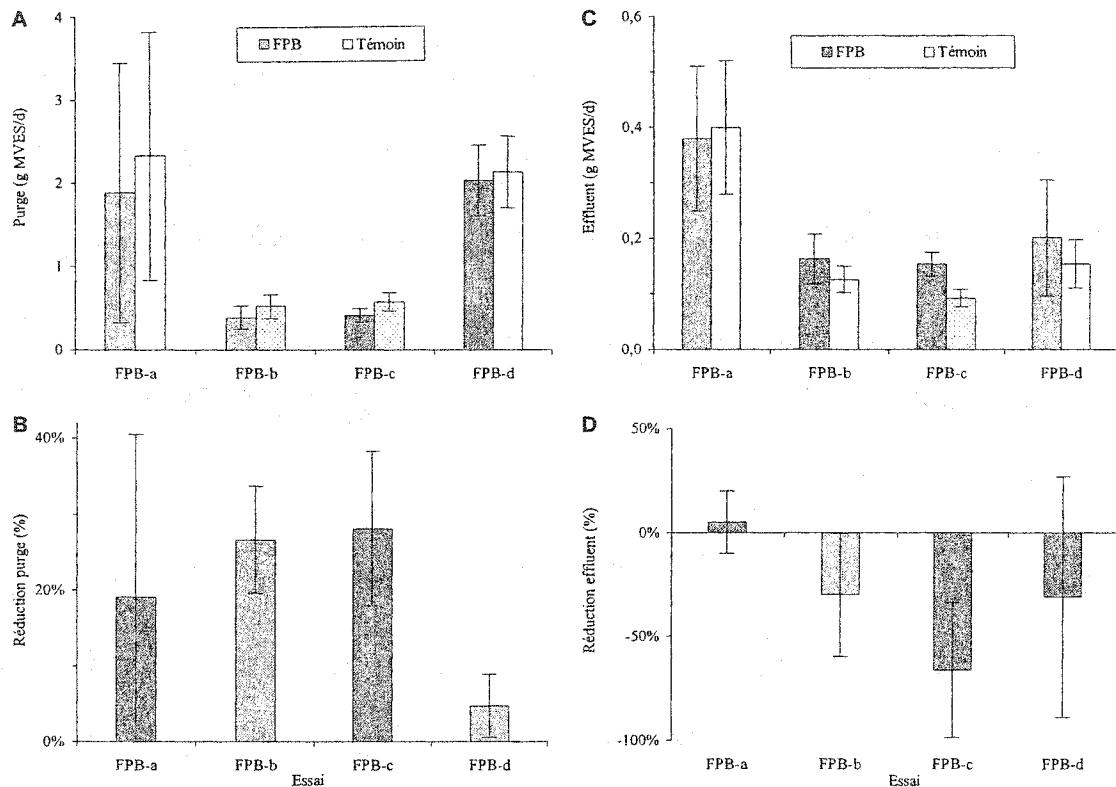


Figure 4.48 : Boues purgées et à l'effluent des procédés FPB et témoin pour chaque essai

### b. Production de boues des réacteurs de boues activées

Les boues purgées et à l'effluent sont additionnées pour donner la production de boues des réacteurs de boues activées FPB et témoin (figure 4.49). On constate une réduction de la production de 17, 16 et 15% pour les essais FPB-a , b et c, respectivement. Une autre constatation est la production de boues de 3 à 4 fois plus faible obtenue lors des essais FPB-b et c, comparativement à celle des essais FPB-a et d.

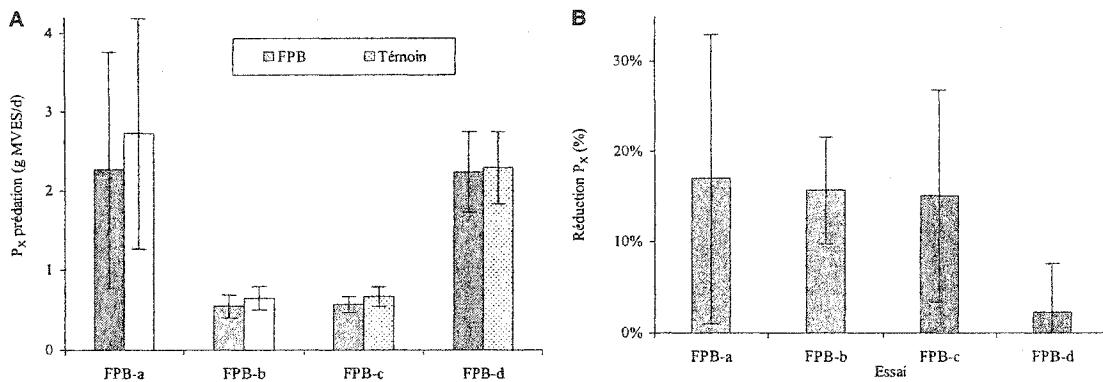


Figure 4.49 : Production de boues des réacteurs de boues activées FPB et témoin (A) et pourcentage de réduction (B) pour chaque essai

La réduction de la production de boues du procédé FPB lors du dernier essai n'est que de 2%. L'efficacité du procédé a été affectée par plusieurs facteurs lors de cet essai. D'importants dérèglements du système automatisé de contrôle de la température et de l'agitation des boues activées sont en partie responsables de cette inefficacité. La qualité de l'affluent utilisé lors de l'essai FPB-d a également contribué à diminuer l'efficacité procédé FPB lors de cet essai. En effet, les caractéristiques de l'affluent utilisé ont été considérablement différentes de celles des affluents utilisés lors des essais FPB-a, b et c. L'affluent utilisé lors de l'essai FPB-d est une fois et demie plus chargé en DCO totale et 3 fois plus chargé en MVES et en matières inertes que les trois autres. Enfin, les boues activées ont été renouvelées au début du dernier essai par des boues dont le diamètre moyen des flocs a été 50% plus petit que celui des flocs des autres boues activées utilisées durant les essais FPB-a,b et c. Pour ces raisons, la faible efficacité du procédé FPB remarquée lors de ce dernier essai n'est pas représentative de l'efficacité du procédé lorsqu'un affluent typique est utilisé.

### c. Production totale de boues

À pleine échelle, l'accumulation de biomasse dans le réacteur bactérien est négligeable, c'est pourquoi la production de boues du procédé à cette échelle est égale à celle des réacteurs de boues activées seulement. Par contre, à l'échelle du laboratoire, il a été montré que la biomasse fixée s'accumule en quantité importante à l'intérieur du réacteur bactérien (figure 4.41). En additionnant cette biomasse produite à la production des boues activées, on obtient la production totale de boues du procédé FPB. Cette production totale peut alors être comparée à

celle du procédé témoin (figure 4.50). Malgré les réductions de 15 à 17% de la production de boues du réacteur de boues activées FPB, la quantité de biomasse accumulée annule l'effet de réduction de boues du procédé FPB. On observe même une légère augmentation de la production de boues par le procédé FPB de 10 à 14% pour les essais FPB-a à c. Les valeurs du coefficients de croissance suivent la même tendance avec des augmentations de 12 à 16% pour les trois premiers essais. Les objectifs de réduction de 15% du coefficient de croissance observée ne sont donc pas atteints.

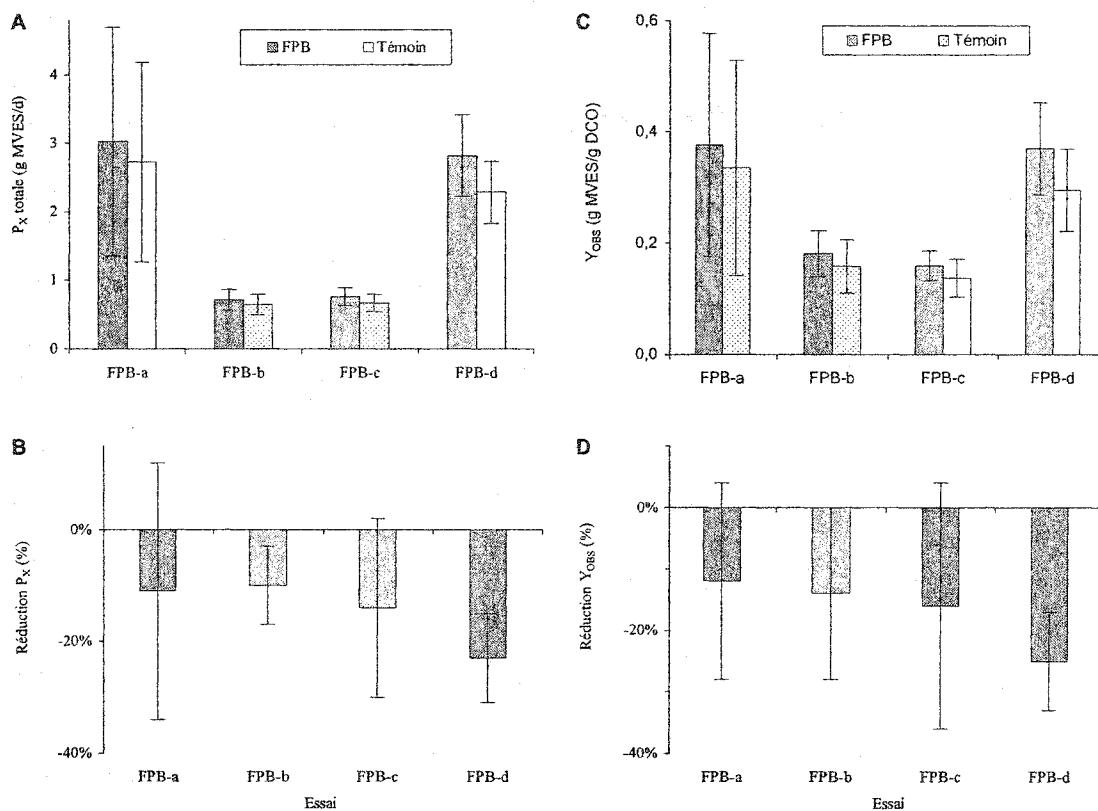


Figure 4.57 : Production totale de boues (A) et coefficient de croissance observée (C) des procédés FPB et témoin et pourcentage de réduction (B et D) pour chaque essai.

Ces résultats peuvent être expliqués en partie par la faiblesse de la production de boues obtenue lors des essais FPB b et c. On constate que la production totale de boues FPB b et c est près de quatre fois plus faible que celle mesurée lors des essais a et d. Pour une quantité équivalente de DCO enlevée, cette faible production diminue la valeur du coefficient de croissance et la différence entre celui des procédés FPB et témoin.

## CHAPITRE 5

### DISCUSSION

#### 5.1 Caractérisation de l'affluent

Les résultats montrent une variabilité élevée de la qualité de l'affluent et ce, tant par sa biodégradabilité, sa teneur en matières en suspension, que par son contenu en azote et en phosphore. Sa concentration en DCO totale se compare à une eau usée de concentration moyenne, soit entre 100 et 300 mg/L. Le rapport élevé de la DBO totale sur la DCO totale confirme l'importance d'un apport industriel de type agroalimentaire biodégradable.

L'affluent utilisé est prélevé à l'effluent des décanteurs primaires, c'est pourquoi il contient environ 60% moins de MVES que l'affluent brut de la station. Il se peut que cet effluent primaire contienne une quantité résiduelle de boues activées, étant donné que les boues secondaires en excès sont mélangées à l'affluent des décanteurs primaires.

Les concentrations en phosphore de l'affluent sont plus faibles que celles d'une eau usée de même concentration en DCO. Le rapport DCOT : NTK : Pt de l'eau utilisée est de 100 : 10 : 0,9 en moyenne, alors qu'il est de 100 : 8 : 1,6 pour une DCO de 250 mg/L (Metcalf et Eddy, 2003). Il se peut que cette faible concentration en phosphore favorise le développement d'organismes filamentueux dans les boues activées. Des nutriments ont d'ailleurs été ajoutés à quelques reprises dans l'affluent utilisé dans le but de contrer ce problème.

#### 5.2 Optimisation du réacteur bactérien

##### 5.2.1 Fonctions du réacteur bactérien

La première fonction du réacteur bactérien est de réduire au maximum la matière organique rapidement biodégradable contenu dans l'affluent. L'efficacité du réacteur dans l'accomplissement de ce rôle est mesurée par les réductions de la DCO filtrée et de la DBO filtrée. La transformation de cette matière organique en biomasse bactérienne dispersée constitue le deuxième rôle du réacteur. Son efficacité se quantifie par l'augmentation des MVES en sortie du réacteur.

L'exemple présenté à un TRH de 2 heures et à une température de 18 °C montre la capacité du réacteur bactérien à enlever jusqu'à 80% de la DBO filtrée. Malgré cet enlèvement,

l'augmentation des MVES a été de 25% seulement. Plusieurs facteurs peuvent nuire à la conversion de la matière organique enlevée en biomasse bactérienne dispersée, comme par exemple la température et la présence de composés inhibiteurs dans l'affluent. Ces facteurs seront discutés davantage plus loin.

La présence de bactéries nitrifiantes dans le réacteur bactérien explique la production de nitrites-nitrate de plus 0,2 mg N/L observée au jour 12. Ces bactéries ont un faible taux de croissance en comparaison avec celui des bactéries hétérotrophes. Leur présence dans un réacteur bactérien opéré sans recirculation et à un court TRH est nécessairement due à l'accumulation de biomasse sur les parois internes du réacteur.

### 5.2.2 Effet du TRH

On constate qu'une diminution du TRH de 6 heures à 1 heure à 18°C n'a pas d'effet significatif sur l'enlèvement de la DCO filtrée. En effet, un enlèvement des fractions filtrées de la DCO entre 43 et 59% est réalisé de façon constante, sans qu'il ne semble y avoir de diminution en fonction d'un TRH décroissant. Un TRH de 1 heure est suffisant pour enlever près de 80% de la matière organique soluble facilement biodégradable (DBOf). Par contre, la production de biomasse bactérienne en suspension n'est pas optimisée pour ce temps de rétention. Bien que la production soit maximale à un TRH de 1 heure (39%), elle est très faible en comparaison avec les résultats obtenus par différents auteurs. Par exemple, une augmentation moyenne de biomasse en suspension de 142% à un TRH de 3 heures et à une température de 30 °C a été obtenue en utilisant un effluent papetier (Lee et Welander, 1996).

En comparant les résultats des TRH testés en parallèle avec le même affluent, c'est-à-dire ceux des TRH de 1 et 6 heures et de 2 et 4 heures, on s'aperçoit que les caractéristiques de l'affluent semblent avoir un effet plus important que le TRH sur l'efficacité du réacteur bactérien. Les pourcentages d'enlèvement de la DCO filtrée sont semblables à l'intérieur de chaque paire (55-59% et 43-45% d'enlèvement de la DCOf pour les paires 1 et 6 heures et 2 et 4 heures, respectivement). De même, la production de biomasse dispersée est nettement plus grande pour la première paire que pour la deuxième, laissant supposer une grande influence de la qualité de l'affluent, dont sa concentration en matière organique.

### 5.2.3 Effet de la température

Une diminution de la température de 18°C à 8°C influence fortement l'efficacité du réacteur bactérien. Une diminution de 61 à 30% de l'enlèvement de la matière organique est observé lors du passage de 18 à 8°C à TRH de 2 heures. À ce TRH, la production de MVES diminue de 42 à 20% de 18 à 8 °C. Une diminution de la production est donc observée lors d'une baisse de température. Il se peut que 18°C soit encore trop faible pour obtenir une forte production de biomasse bactérienne en suspension. En effet, les températures du réacteur bactérien utilisées lors d'essais réalisés par différents auteurs sont beaucoup plus élevées, soit près de 30 °C (Ratsak et al., 1994; Lee et Welander, 1996; Ghyoot et al., 2000). La température peut donc être une limite de l'application du procédé FPB pour le traitement des eaux usées municipales au Québec, car la température de l'affluent ne dépasse 20 °C qu'en plein été au Québec, lorsque les températures extérieures sont maximales. Les écarts élevés de températures entre les saisons peuvent également influencer négativement l'efficacité du procédé.

Un enlèvement de 22% de la DCOf a été obtenu à un TRH de 1 heure et à 18°C durant les essais de la température. Par contre, les mêmes conditions d'opération ont permis 55% d'enlèvement de la DCOf durant les essais du TRH. Cette différence de 33% s'explique peut-être par l'affluent différent utilisé durant les essais de la température et du TRH. L'efficacité du réacteur bactérien semble en effet très influencée par les caractéristiques de l'affluent utilisé.

### 5.2.4 Effet de la qualité de l'affluent

Suite à l'observation de l'influence des caractéristiques de l'affluent sur la performance du réacteur bactérien, plusieurs hypothèses ont été émises afin de vérifier les relations entre la qualité de l'affluent et l'efficacité du réacteur. Les hypothèses posées sont basées sur le lien entre la quantité ou la qualité de matière organique rapidement biodégradable à l'affluent et l'efficacité du réacteur bactérien ou encore sur le lien entre la quantité de MVES à l'affluent et la production de MVES dans le réacteur bactérien. Ces hypothèses ont été testées à l'aide de résultats obtenus sur une période 118 jours d'expérimentation.

#### a. Affluent versus efficacité d'enlèvement de la matière organique

Les relations entre les caractéristiques de l'affluent (DCO filtrée, DBO filtrée, rapport DCOf/DCOt, etc.) et l'efficacité d'enlèvement de la DCO filtrée, vérifiées par le calcul du

coefficients de corrélation, sont non significatives. Tous les coefficients de corrélation calculés sont entre 0 et 15%, ce qui indique une très faible corrélation. Afin de valider l'utilisation de la DCO filtrée comme paramètre représentatif de la quantité de matière organique rapidement biodégradable, deux méthodes de fractionnement de l'affluent ont été utilisées.

Le fractionnement de la DCO totale selon le modèle "Activated Sludge Model 2" (ASM2) de Henze et al. (2000) et selon la méthode de Mamaïs et al. (1993) a permis de valider l'utilisation de la fraction filtrée de la DCO pour estimer la quantité de matière organique rapidement biodégradable ( $S_S$ ). Quelle que soit la méthode utilisée, la concentration de  $S_S$  à l'affluent est entre 54 et 60% de la DCO totale, alors que la littérature indique une moyenne inférieure à 30% (Roeleveld et al., 2002). Le fait que la concentration de  $S_S$  mesurée dans l'affluent de la STEP de St-Hyacinthe soit si élevée explique en partie l'absence de relation entre la quantité de  $S_S$  et l'efficacité du réacteur bactérien. En effet, puisque la croissance de la biomasse n'est pas limitée par le substrat avec l'affluent utilisé, la relation entre ces deux paramètres n'est pas significative. Par contre, les résultats du fractionnement ne permettent pas d'expliquer les faibles taux d'enlèvement de  $S_S$  obtenus à quelques reprises (23 et 32% d'enlèvement de la DCOf), ni la faible production de biomasse (5 à 44% d'augmentation des MVES). Il est donc réaliste de croire que d'autres facteurs influencent davantage les efficacités d'enlèvement et de production, comme la température, la présence de composés inhibiteurs et le manque de biomasse hétérotrophe active dans l'affluent.

Tel que présenté dans les résultats du fractionnement, la concentration des inertes solubles à l'affluent ( $S_I$ ) représente environ 10% de la DCO totale pour 3 affluents sur 4. Une seule concentration est de 18% de la DCO totale à l'affluent. Ce dernier affluent a une concentration très élevée en matières inertes (0,73 g MVES/g MES) ce qui permet de croire que cet affluent est atypique est que la moyenne de  $S_I$  est normalement de 10%. Une étude comparative de 21 affluents de STEP différentes au Pays-Bas a montré que la concentration maximale de  $S_I$  à l'affluent est près de 10% (Roeleveld et al., 2002). L'utilisation de la DCO filtrée est donc valide pour estimer la quantité de la matière organique rapidement biodégradable à l'affluent.

Aucune différence de la concentration de  $S_I$  à l'effluent final du procédé FPB et du témoin n'a été remarqué, ce qui est contraire à ce qui était attendu. La réduction de boues causée par une

minéralisation plus élevée devrait augmenter la fraction d'inertes à l'effluent. Il se peut par contre que la réduction de la production de boues réalisée ne soit pas assez élevée pour créer une différence significative dans la qualité de l'effluent final. D'autres sous-produits de la minéralisation, comme l'ammoniaque et les ortho-phosphates, n'ont pas été retrouvés en grande quantité à l'effluent, ce qui va dans le même sens que la première observation.

#### b. Affluent versus efficacité de production de biomasse

Les relations entre l'augmentation des MVES en sortie du réacteur bactérien et les caractéristiques de l'affluent n'ont pas été démontrées de façon significative. Il se peut que les pourcentages relatifs de chaque fraction qui compose les MVES influence davantage l'efficacité de production que la concentration brute des MVES à l'affluent. Par exemple, une production de près de 200 mg MVES/L a été obtenue à l'effluent d'un réacteur bactérien à partir d'une concentration à l'affluent de seulement 70 mg MVES/L à un TRH de 3 heures et à 30 °C (Petersen et al., 2001). Ceci suggère qu'une augmentation des MVES de plus de 200% peut avoir lieu, malgré une concentration relativement faible de la concentration des MVES à l'affluent.

Selon le modèle ASM2, les fractions qui composent la DCO particulaire sont la biomasse hétérotrophe active ( $X_H$ ), le substrat particulaire lentement biodégradable ( $X_S$ ) et les matières inertes organiques ( $X_I$ ). En moyenne, la fraction  $X_S$  représente plus de la moitié de la DCO particulaire, alors que les deux autres fractions se partagent la deuxième moitié. Ces proportions relatives ne sont qu'à titre indicatif, car elles varient beaucoup d'une station à une autre. Elles dépendent de nombreux facteurs dont la température, la longueur du réseau d'égout, la contribution de chaque type d'apport industriel, etc. Pour déterminer avec précision la proportion des fractions  $X_H$ ,  $X_S$  et  $X_I$  d'un affluent, des tests beaucoup plus spécifiques que la mesure des MVES sont nécessaires, comme un comptage des bactéries totales ou une mesure de la quantité de protéines.

Le fractionnement de la DCO particulaire pourrait permettre de déterminer la concentration minimale de biomasse hétérotrophe active nécessaire à l'accomplissement des rôles du réacteur bactérien. Ainsi, il serait possible, par un fractionnement des MVES, de prédire leur potentiel d'augmentation dans le réacteur bactérien. De plus, ce fractionnement permettrait une meilleure

compréhension des mécanismes responsables de la réduction de boues dans le réacteur de boues activées. Il serait possible par exemple de déterminer l'importance de l'augmentation des fractions  $X_H$  et  $X_S$  dans le réacteur bactérien sur la réduction de boues du réacteur de boues activées.

Il est possible que l'augmentation de la fraction  $X_H$  ait davantage d'effet sur la réduction de la production de boues que l'augmentation de la fraction  $X_S$ . L'augmentation de la fraction  $X_H$  est maximisée par un enlèvement maximal de la DCOt. En effet, une augmentation de  $X_H$  est due à la croissance de biomasse, laquelle est proportionnelle au taux de respiration, donc à l'enlèvement de la DCOt. Par exemple, une réduction de 80% de la DCOt a permis une augmentation de 50 à 140% des MVES à un TRH de 3 heures et à 30°C (Lee et Welander, 1996).

Une augmentation supérieure du  $X_S$  par rapport au  $X_H$  pourrait probablement provoquer un changement de l'écosystème des boues activées et réduire la production totale de boues. Le transfert du substrat filtré ( $S_S$ ) en substrat particulaire ( $X_S$  et  $X_H$ ) par les phénomènes d'absorption et d'adsorption pourrait avoir le même effet que la maximisation seule de  $X_H$ . Un exemple hypothétique des maximisations de  $X_H$  et de  $X_S$  est illustré à la figure 5.1 où 100 unités de DCO sont présentes à l'entrée du réacteur bactérien. Dans les deux cas de maximisation, la réduction complète du  $S_S$  se traduit par une augmentation très significative de la DCO particulière, donc des MVES. Cet exemple ne tient pas compte de la capacité limite d'absorption et d'adsorption de la biomasse.

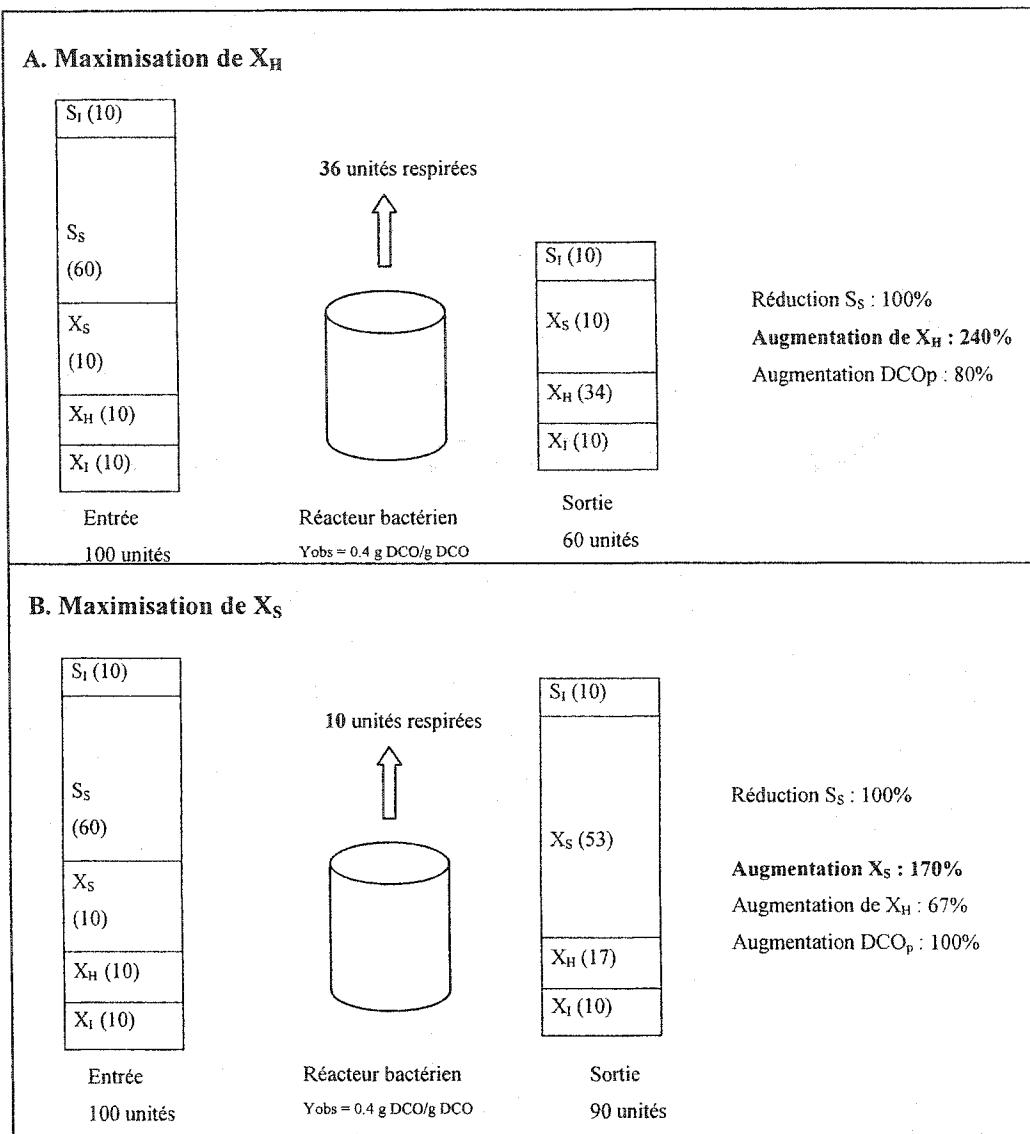


Figure 5.1 : Exemple de la maximisation des fractions  $X_H$  (A) et  $X_S$  (B).

### **5.3 Validation du système d'opération des boues activées**

#### **5.3.1 Efficacité de traitement des systèmes témoins**

L'efficacité d'enlèvement de la DBO totale par les systèmes témoins est plutôt moyenne durant les essais de validation, puisque les concentrations de DBO totale à l'effluent dépassent la norme de 30 mg/L à chaque essai pour l'un ou l'autre des réacteurs. En ce qui concerne l'enlèvement des matières en suspension, les deux systèmes respectent les normes de 30 mg MVES/L au cours des trois essais, mais la différence de concentration entre les deux témoins demeure élevée (4 à 29 mg MVES/L). Cette différence peut être problématique, car la quantité de MVES contenue à l'effluent peut se traduire par une différence de boues produites par le système. Cette différence est moins importante pour le dernier essai (4 mg MVES/L), ce qui laisse supposer que le système de décantation s'améliore.

#### **5.3.2 Systèmes de boues activées témoins**

La concentration des boues activées et leur temps de rétention sont semblables pour les deux réacteurs témoins avec des différences entre 3 et 15%. Puisque la production de boues varie en fonction de leur âge, un TRB semblable à celui de la STEP de St-Hyacinthe a été initialement fixé, soit 6 jours, afin de permettre une comparaison entre la production à l'échelle du laboratoire et celle à St-Hyacinthe. Ce temps de rétention de 6 jours a toutefois causé la perte des boues activées au laboratoire. Les conditions de croissance étant très différentes à petite échelle, la production de boues a été beaucoup moins importante qu'à pleine échelle. Il est donc très difficile d'opérer deux systèmes de boues activées de taille différente avec un même temps de rétention des boues, puisque les conditions d'opération différentes font en sorte que la production de boues est différente, toutes proportions gardées.

La différence de 8% entre les concentrations des boues recirculées des témoins 1 et 2 lors de l'essai 3 est beaucoup plus faible que pour les essais précédents où jusqu'à 23% de différence a été mesuré. Ceci témoigne de l'amélioration de la stabilité du voile de boues et de l'homogénéité des boues qu'il contient. Le brassage du voile de boues, lequel a permis ces améliorations, est cependant soupçonné d'avoir diminué l'efficacité de décantation des particules plus fines, ce qui expliquerait la divergence des concentrations des MVES à l'effluent final de chacun des témoins. Une différence d'efficacité de décantation entre les systèmes témoins 1 et 2 peut également être à l'origine d'un écart important entre les quantités de boues purgées (6 à 16%) et

à l'effluent (15 à 82%). Une dénitrification dans les décanteurs a entraîné la remontée de boues et leur flottation en surface des décanteurs. Ces boues ont dû être purgées ponctuellement à une fréquence différente d'un décanteur témoin à l'autre, ce qui a contribué à augmenter la différence entre la quantité totale de boues purgées des deux systèmes.

Il est probable que les différences entre les boues purgées et à l'effluent s'annulent lorsqu'elles sont additionnées, ce qui fait en sorte que les différences de production de boues et du coefficient de croissance des deux systèmes sont faibles (0 à 11%). Malgré ces faibles différences, l'écart de 10% entre la quantité de boues purgées des témoins 1 et 2 risque de rendre difficile la détection d'une réduction de la production de boues si cette dernière est également autour de 10%. Les objectifs de réduction avec le procédé FPB étant de 15% pour un coefficient de croissance inférieur à 0,8 g MVES/g DBO, une telle réduction est difficilement quantifiable lorsque la différence entre la production des deux réacteurs est de 10% avant même de mettre le procédé FPB en application.

#### **5.4 Développement du procédé FPB**

##### **5.4.1 Efficacité de traitement des procédés FPB et témoin**

Les concentrations de DBO totale et des MVES à l'effluent des procédés FPB et témoin sont inférieures à 20 mg/L, ce qui montre une bonne efficacité de traitement des deux systèmes. Par contre, les concentrations à l'effluent du procédé FPB sont de 1 à 20 mg DBO/L et de 4 à 5 mg MVES/L supérieures à celles du procédé témoin. L'instabilité des systèmes explique peut-être ces différences. Par contre, le fait que l'efficacité du système FPB soit inférieure, même légèrement, lors de tous les essais laisse croire qu'il s'agit d'un effet relié au procédé FPB lui-même. Par exemple, une plus grande minéralisation des boues activées FPB peut détériorer la qualité de l'effluent final et augmenter la quantité de matières inertes en suspension.

##### **5.4.2 Efficacité du réacteur bactérien**

L'efficacité du réacteur bactérien est moyenne pour tous les essais du procédé FPB avec un enlèvement maximal de 43% de la DCO filtrée, comparativement à jusqu'à 90 d'enlèvement obtenu dans la littérature (Lee et Welander, 1996). La production de biomasse bactérienne en suspension n'est guère plus efficace avec une production maximale de 44%. Selon la documentation, des augmentations de MVES supérieures à 100% en sortie d'un réacteur

bactérien ont permis des réductions de la production de boues de plus de 50% (Lee et Welander, 1996). Une faible efficacité de production de biomasse dispersée dans le réacteur bactérien ne peut donc permettre une réduction maximale de la production de boues.

Bien qu'il soit relativement faible, l'enlèvement de la DCO totale par le réacteur bactérien augmente la proportion d'azote et de phosphore disponible dans l'affluent des boues activées. Par exemple, les rapports DBO : NTK : Pt des réacteurs de boues activées FPB et témoin sont de 100 : 7,5 : 1,0 et 100 : 5,4 : 0,7, respectivement. Cette faible différence peut avantager le système de boues activées FPB par rapport à celui du système témoin, lequel risque se retrouver en déficit de phosphore, ce qui favorise le développement d'organismes nuisibles dont les bactéries filamenteuses.

#### **5.4.3 Paramètres opérationnels des boues activées FPB et témoin**

Une acclimatation des boues activées d'une durée d'environ 10 jours est nécessaire avant que le procédé FPB montre une réduction de la production de boues. Il s'agit probablement d'une période durant laquelle la biomasse des boues activées s'adapte à l'effluent du réacteur bactérien, lequel est plus faible en matière organique rapidement biodégradable que l'affluent brut.

L'indice de volume des boues FPB est inférieur à celui des boues témoin de 15 à 29% lors des trois premiers essais. Ceci est peut-être davantage relié à une meilleure compaction des boues FPB, plutôt qu'à une efficacité supérieure de décantation. En effet, l'effluent final du procédé FPB a été de moindre qualité (DBO et MVES) que l'effluent témoin. Il se peut que l'efficacité de décantation de fines particules soit directement proportionnelle à la concentration des boues activées, ce qui s'explique par un effet d'entraînement des particules fines par les flocs des boues activées. Si tel est le cas, les boues activées peuvent être concentrées par une diminution du volume utile du réacteur FPB (par exemple de 10 à 8 litres), afin d'augmenter leur capacité filtrante lors de la décantation.

Plusieurs auteurs ont remarqué une augmentation des besoins en oxygène avec l'utilisation du procédé FPB (Yuansong et al., 2003). Cette augmentation n'est toutefois pas quantifiée avec précision dans la littérature. La demande en oxygène du procédé FPB doit effectivement être

supérieure à celle du procédé témoin, car à efficacité égale d'enlèvement de la DCO totale, davantage de matière organique doit être respirée par la biomasse du procédé FPB pour qu'il y ait moins de boues produites. Aucune différence significative n'a été observée au laboratoire entre le T.U.O. du procédé FPB (somme du T.U.O. des réacteurs bactérien et de boues activées) et celui du procédé témoin. Il se peut qu'une augmentation de la demande en oxygène n'ait pas été observée en raison de la faible différence de production de boues entre les deux procédés.

Des différences entre 10 et 36% ont été remarquées entre la composition des populations de protozoaires des boues FPB et témoin durant les essais 2 à 4, principalement en ce qui concerne les proportions de ciliés libres et d'amibes. Par contre, très peu de protozoaires bactéritores, comme les ciliés libres et fixés, ont été observés dans le réacteur de prédation. La composition des ciliés libres et fixés a varié entre 2 et 20% de la population totale de protozoaires du procédé FPB. Des protozoaires détritivores, amibes et flagellés principalement, ont prédominé les populations de protozoaires (60 à 90%). Il est possible que le TRB élevé de 20 jours ait favorisé la respiration endogène de la biomasse bactérienne des boues activées, ce qui expliquerait le développement important d'organismes détritivores se nourrissant de débris organiques résultant de cette respiration endogène. À cette explication s'ajoute la faible efficacité du réacteur bactérien à produire une biomasse bactérienne dispersée, laquelle a pu favoriser le développement de protozoaires bactéritores.

Un faible rapport phosphore/DBO de 0,7% à l'affluent du témoin pourrait être la cause du foisonnement des boues témoin remarqué à l'essai FPB-c. Le fait que les boues FPB, non-déficitaire en phosphore (rapport phosphore/DBO de 1,0%), n'ait pas connu de foisonnement indique un avantage potentiel de l'implantation du procédé FPB dans le contrôle des organismes filamenteux. Par l'enlèvement de la matière organique rapidement biodégradable, le réacteur bactérien favorise le développement d'une biomasse non-filamenteuse dans les boues activées, ce qui peut éliminer des problèmes dus au foisonnement des boues.

#### **5.4.4 Efficacité de réduction de boues du procédé FPB**

Jusqu'à 17% de réduction de la production de boues du réacteur de boues activées FPB a été obtenue. Par contre, en tenant compte de l'accumulation de biomasse fixée dans le réacteur bactérien dans le calcul de production de boues, les réductions de la production de boues

s'annulent et on observe même une légèrement augmentation de la production de boues et du coefficient de croissance de 10 à 25%. L'objectif de réduction de 15% du coefficient de croissance des boues n'est donc pas atteint, malgré 4 essais effectués avec le procédé FPB. Plusieurs raisons peuvent expliquer la faible efficacité du procédé FPB durant les 4 essais réalisés au laboratoire.

**a. Faible efficacité du réacteur bactérien**

L'efficacité du réacteur bactérien a été faible lors de tous les essais FPB, avec un enlèvement de la DCOf entre 23 et 43% et une production de biomasse entre 5 et 44%. Ces efficacités de production de biomasse dispersée par le réacteur bactérien sont très faibles comparativement aux résultats obtenus par différents auteurs pour le traitement d'affluents papetier ou synthétique, où jusqu'à 300% d'augmentation a été obtenue (Lee et Welander, 1996; Ratsak et al, 1994; Peterson et al., 2001; Ghyyot et al., 2000). Un enlèvement incomplet de la DCOf par le réacteur bactérien fait en sorte qu'une concentration de  $S_s$  est résiduelle à l'affluent des boues activées FPB, laquelle contribue à diminuer l'écart de production entre les procédés FPB et témoin.

**b. Temps de réaction élevé**

En plus de l'inefficacité du réacteur bactérien, un temps de réaction très élevé (TRB de 8 à 19 jours) ont pu favoriser le développement d'une biomasse à faible taux de croissance pouvant métaboliser une portion très élevée du substrat lentement biodégradable. De plus, cette biomasse formée dépend moins de la quantité de substrat rapidement biodégradable et par conséquent est moins influencée par la présence du réacteur bactérien. La prédominance de protozoaires de type détritivores confirme d'ailleurs cette hypothèse.

**c. Échelle d'opération au laboratoire**

Plusieurs facteurs reliés à l'échelle d'opération au laboratoire ont probablement diminué l'efficacité du procédé FPB. Un premier facteur est le faible volume des réacteurs utilisés au laboratoire (2 à 10 L) en comparaison au volume d'opération à l'échelle pilote ou à pleine échelle ( $10^3$  à  $10^6$  L). Ce faible volume est associé à un rapport surface/volume très élevé, ce qui rend significative l'accumulation de biomasse dans le réacteur bactérien dans le calcul de la production totale de boues. Cette accumulation représente d'ailleurs une quantité aussi importante que celle des boues à l'affluent. De plus, le faible volume des réacteurs oblige à

considérer les quantités de boues prélevés pour les analyses et la vérification des débits dans le calcul de la production totale de boues. Ces quantités prélevées sont faibles (100 à 200 ml), mais significatives (1 à 2% du volume total), ce qui augmentent l'erreur associée au calcul de la quantité de boues produites.

Un deuxième facteur relié à l'échelle d'opération au laboratoire est la concentration en oxygène dissous dans les réacteurs. Cette concentration, supérieure à 4 mg/L dans les boues activées, a pu favoriser un haut taux de minéralisation de la matière organique et donc une faible production de boues. L'écart entre les procédés FPB et témoin a donc pu être réduit par une forte concentration en oxygène dissous. D'ailleurs, une concentration en oxygène dissous de plus de 4 mg/L a créé jusqu'à 66% de réduction du coefficient de croissance observée dans la littérature (Abbassi et al., 2000). Ce phénomène est expliqué par une meilleure diffusion de l'oxygène à l'intérieur des flocs, ce qui permet une minéralisation plus complète de la matière organique.

#### **5.4.5 Processus de transformation du procédé FPB**

À des fins de généralisation, les fonctions accomplies par les deux étapes du procédé FPB peuvent être représentées en terme de processus de transformation. L'enlèvement du substrat rapidement biodégradable ( $S_S$ ) dans le réacteur bactérien s'accompli par stockage sous forme de  $X_{STO,BACT}$  et par croissance de la biomasse hétérotrophe active bactérienne ( $X_{H,BACT}$ ) (figure 5.2). D'autres processus de transformation ont lieu dans le réacteur bactérien, dont l'adsorption, l'hydrolyse et la mortalité, mais il ne s'agit pas de ceux qu'on cherche à favoriser. Les différents facteurs qui diminuent l'efficacité du réacteur bactérien, dont la température, les concentrations de substrat  $S_S$  et de biomasse bactérienne  $X_{H,BACT}$  et le temps de réaction (TRH), agissent directement sur ces processus de transformation.

La biomasse présente dans le réacteur de prédation, soit le réacteur de boues activées, réalise les mêmes processus de transformation, mais dans des conditions d'opération différentes, dont un temps de rétention des boues plus élevé. De plus, cette biomasse dispose d'un type de substrat différent de la biomasse du réacteur témoin,  $X_{H,BACT}$ , à partir duquel on cherche à favoriser la croissance. Une faible efficacité d'enlèvement de la matière organique rapidement biodégradable ( $S_S$ ) par le réacteur bactérien laisse une concentration résiduelle de  $S_S$  dans l'affluent des boues activées, laquelle est également disponible pour la croissance de la biomasse prédatrice. Le

schéma présenté à la figure 5.2 permet donc de visualiser les différents processus de transformation en jeu dans le procédé FPB et de comprendre l'influence de plusieurs facteurs sur l'efficacité du procédé.

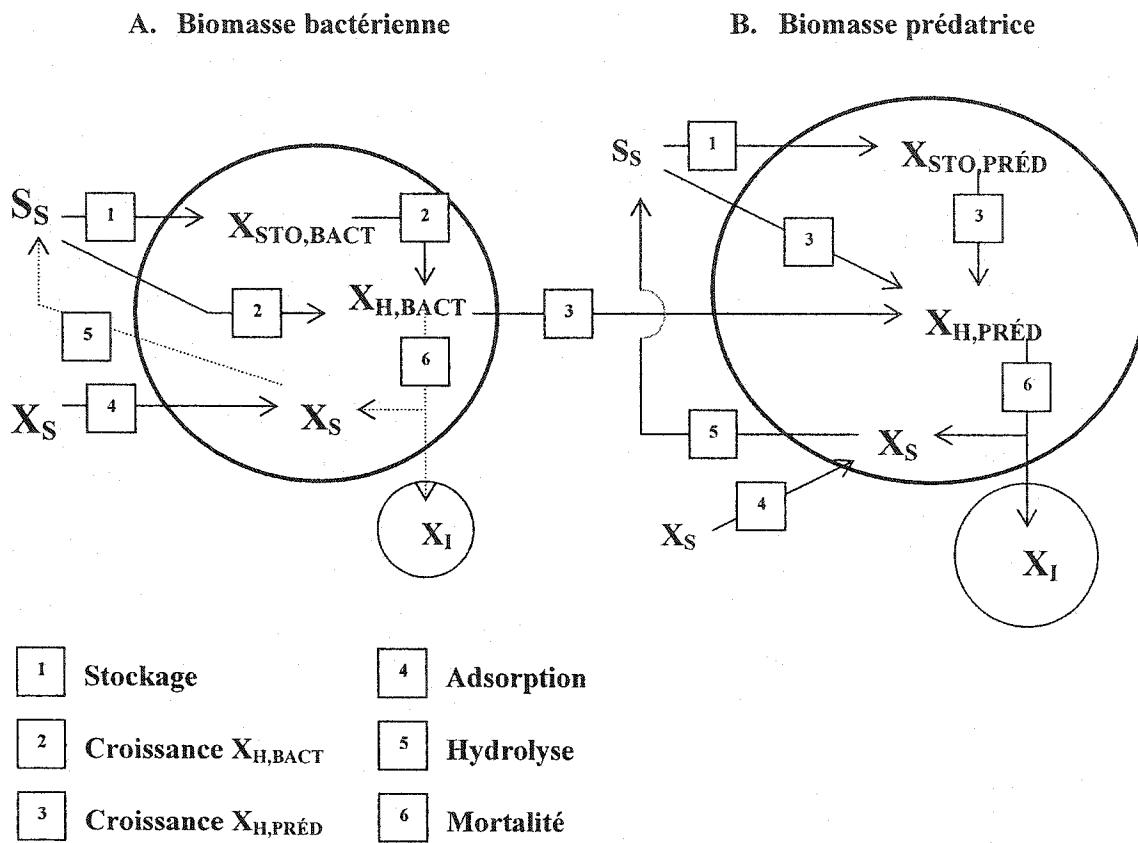


Figure 5.2 : Processus de transformation de la matière organique par la biomasse du réacteur bactérien (A) et la biomasse du réacteur de prédatation (B) du procédé FPB

## CHAPITRE 6

### CONCLUSION

La variabilité élevée des caractéristiques de l'affluent a constitué une des principales difficultés de l'optimisation du réacteur bactérien pour le traitement des eaux usées municipales. Il a été montré que les caractéristiques de l'eau usée municipale utilisée sont très variables en ce qui concerne notamment la biodégradabilité et les concentrations en DCO et MVES. Cette variabilité élevée a démontré la nécessité de réaliser les essais en parallèle avec deux systèmes identiques afin d'éliminer l'erreur associée aux caractéristiques changeantes de l'affluent.

L'enlèvement de la matière organique rapidement biodégradable et la production de biomasse bactérienne en suspension par le réacteur bactérien ont été plus faible à un TRH de 1 heure qu'aux TRH de 2 à 6 heures. De plus, une diminution de la température de 18 à 8°C a influencé de façon négative l'efficacité d'accomplissement de ces deux mêmes fonctions par le réacteur bactérien. Aucune production de biomasse n'a été observée à 8°C à un TRH de 1 heure, c'est pourquoi un TRH de 2 heures, considéré suffisant pour la production de biomasse, a été choisi pour opérer le réacteur bactérien lors des essais du développement du procédé FPB.

Un faible rendement de production de biomasse par le réacteur bactérien a été obtenu à un TRH de 2 heures et à 18°C lors des essais du développement du procédé FPB. Plusieurs facteurs ont pu diminuer l'efficacité du réacteur bactérien, dont la température, le temps de réaction et la concentration du substrat. Ces facteurs ont été mis en évidence relativement aux conditions d'opération relevées dans la littérature qui ont permis une efficacité élevée du réacteur bactérien. Il est également possible que la biomasse hétérotrophe active ( $X_{H,BACT}$ ) n'est pas présente en concentration suffisante dans l'effluent primaire pour permettre une croissance optimale dans le réacteur bactérien. Une autre hypothèse est la compétition pour le substrat entre les types de biomasse libre, fixée et prédatrice.

Les résultats obtenus lors des essais avec les deux étapes du procédé FPB ont montré jusqu'à 17% de réduction de la production de boues du réacteur de prédatation. Par contre, aucune réduction de boues n'a été mesurée lorsque la production totale de boues du procédé FPB, incluant celle du réacteur bactérien, a été comparée à celle du procédé témoin. Les faibles efficacités d'enlèvement et de production du réacteur bactérien sont probablement responsables

de la faible efficacité du procédé FPB. Une faible production de boues des procédés FPB et témoin obtenue à l'échelle du laboratoire, en raison notamment d'une concentration faible du substrat, d'un temps de rétention des boues élevé et d'une forte concentration en oxygène dissous dans les réacteurs, a vraisemblablement diminué l'efficacité du procédé FPB à réduire davantage la production de boues. Des limites reliées à l'échelle d'opération au laboratoire ont également influencé de manière négative l'efficacité du procédé FPB. Le rapport surface/volume, très élevé à l'échelle du laboratoire, a favorisé le développement d'une biomasse fixée à l'intérieur du réacteur bactérien, laquelle a contribué à réduire l'écart de production de boues entre les procédés FPB et témoin.

## PERSPECTIVES ET RECOMMANDATIONS

Les résultats obtenus ne permettent pas de recommander le procédé FPB pour le traitement des eaux usées municipales. Il s'agit d'un procédé biologique de réduction des boues très sensible aux conditions d'opération dont la température, le débit et les caractéristiques de l'affluent. De plus, les résultats obtenus dans la littérature avec le procédé FPB ne montrent pas un potentiel de réduction de boues aussi élevé que celui des procédés de réduction chimique et physique, où jusqu'à 100% de réduction a été obtenue.

Avant de poursuivre l'étude du procédé FPB pour le traitement des eaux usées municipales, les objectifs de réduction du coefficient de croissance devrait être vérifiés en fonction des conclusions de l'étude technico-économique. Il se peut que les objectifs fixés de 15% soit trop modestes pour permettre l'application du procédé FPB pour le traitement des eaux usées municipales.

L'étude du potentiel du procédé FPB pourrait être poursuivie à l'échelle du laboratoire. Différents essais pourraient être réalisés afin de déterminer les conditions d'opérations optimales du réacteur bactérien pour l'enlèvement du substrat soluble rapidement biodégradable ( $S_S$ ) et pour la croissance de la biomasse bactérienne en suspension ( $X_H$ ). De plus, l'utilisation de méthodes de fractionnement par respiration permettrait de vérifier la présence de composés inhibiteurs dans l'affluent, lesquels influencent certainement l'efficacité du procédé.

Le développement du procédé à l'échelle pilote permettra de vérifier l'influence de l'échelle d'opération au laboratoire, en plus de déterminer l'efficacité du procédé dans des conditions d'opération réelles, c'est-à-dire avec des variations de concentration, de débit et de température à l'affluent.

### RÉFÉRENCES

- ABASSI, B., S. DULLSTEIN, and N. RÄBIGER (2000). "Minimization of excess sludge production by increase of oxygen concentration in activated sludge flocs; experimental and theoretical approach." Wat. Res. 34(1): 139-146.
- BARKER, P.S. AND P. L. DOLD (1995). "COD and nitrogen mass balances in activated sludge systems." Wat. Res. 29(2): 633-643.
- CHEN, G.-H., H.-K. MO, et al. (2000). "Minimization of activated sludge production by chemically stimulating energy spilling." Water science and technology 42(12): 189-200.
- CHEN, G.-H., W.-K. YIP, et al. (2001). "Effects of sludge fasting/feasting on growth of activated sludge." Wat. Res. 35(4): 1029-1037.
- COMEAU, Y. (2001). Épuration biologique des eaux usées. Notes du cours CIV6206. École Polytechnique de Montréal.
- COUTURE, P. (1997). "Histoire de boues." Vecteur environnement 30(3): 16-21.
- CURDS, C. R. (1998). Protozoa in the water industry. Cambridge, Press syndicate of the University of Cambridge.
- EIKELBOOM, D. H. (2000). "Process control of activated sludge plants by microscopic investigation." First edition. IWA Publishing, London.
- GHYOOT, W. and W. VERSTRAETE (2000). "Reduced sludge production in a two-stage membrane-assisted bioreactor." Wat. Res. 34(1): 205-215.
- HENZE, H., W. GUJER, T. MINO, T. MATSUO, M.C. WENTZEL, and G.V.R. MARAIS (1995). "Activated sludge model No.2." IAWA Scientific and technical report, No.3, IAWQ, London.

KAMIYA, T. and J. HIROTSUJI (1998). "New combined systems of biological process and intermittent ozonation for advanced wastewater treatment." Wat. Sci. Tech 38(8-9): 145-153.

LAQUIDARA, M. (2002). "Biosolids Market in USA." Note technique. Projet faible production de boues. École Polytechnique de Montréal.

LEE, M. and T. WELANDER (1996). "Reducing sludge production in aerobic wastewater treatment through manipulation of the ecosystem." Wat. Res. 30(8): 1781-1790.

LIU, Y. and J.-H. TAY (2001). "Strategy for minimization of excess sludge production from the activated sludge process." Biotechnology Advances 19: 97-107.

LOW, E. W. and H. A. CHASE (1998). "The use of chemical uncouplers for reducing biomass production during biodegradation." Wat. Sci. Tech 37(4-5): 399-402.

LOW, E. W. and H. A. CHASE (1999). "Reducing production of excess biomass during wastewater treatment." Wat. Res. 33(5): 1119-1132.

MAMAIS, D., D. JENKINS, and P. PITT (1993). "A rapid physical-chemical method for the determination of readily biodegradable soluble COD in municipal wastewater." Wat. Res. 27(1): 195-197.

MAYHEW, M. and T. STEPHENSON (1997). "Low biomass yield activated sludge: a review." Environmental Technology 18: 883-892.

MAYHEW, M. and T. STEPHENSON (1998). "Biomass yield reduction: is biochemical manipulation possible without affecting activated sludge process efficiency?" Wat. Sci. Tech 38(8-9): 137-144.

METCALF and EDDY, Inc. (2003). "Wastewater engineering: Treatment and reuse." Fourth edition. McGraw-Hill. New York.

PETERSEN, B. Y. COMEAU . M. PERRIER and P. STUART (2001). "Feasibility study of pulp and paper secondary sludge mass reduction, Final report February 2001." Départements CGM et chimique, École Polytechnique de Montréal.

RATSAK, C.H., B.W. KOOI and H.W. van VERSEVELD (1994). "Biomass reduction and mineralization increase due to the ciliate *Tetrahymena pyriformis* grazing on the bacterium *Pseudomonas fluorescens*." Wat. Sci. Tech 29(7): 119-128.

RATSAK, C. H., K. A. MAARSEN, et al. (1996). "Effects of protozoa on carbon mineralization in activated sludge." Wat. Res. 30(1): 1-12.

ROCHER, M., G. GOMA, et al. (1999). "Towards a reduction in excess sludge production in activated processes: biomass physicochemical treatment and biodegradation." Appl. Microbiol. Biotechnol 51: 883-890.

ROELEVeld, P.J. and M.C.M. VAN LOOSDRECHT (2002). "Experience with guidelines for wastewater characterisation in The Netherlands". Wat. Sci. Tech 45(6): 77-87.

SABY, S., M. DJAFER, and G.-H. CHEN (2002). "Feasibility of using a chlorination step to reduce excess sludge in activated sludge process." Wat. Res. 36 (2002): 656-666.

SAKAI, Y., T. FUKASE, et al. (1997). "An activated sludge process without excess sludge production." Wat. Sci. Tech 36(11): 163-170.

SAKAI, Y., T. AOYAGI, N. SHIOTA, A. AKASHI, and S. HASEGAWA (2000). "Complete decomposition of biological waste sludge by thermophilic aerobic bacteria." Wat. Sci. Tech 42(9): 81-88.

SALVADO, H., M. P. GRACIA, et al. (1995). "Capability of ciliated protozoa as indicators of effluent quality in activated sludge plants." Wat. Res. 29(4): 1041-1050.

SHIOTA, N., A. AKASHI, and S. HASEGAWA (2002). "A strategy in wastewater treatment process for significant reduction of excess sludge production." Wat. Sci. Tech 45(12): 127-134.

STRAND, S. E., G. N. HAREM, et al. (1999). "Activated-sludge yield reduction using chemical uncouplers." Water environment research 71(4): 454-458.

YUANSONG, W. et. al. (2003). "Minimization of excess sludge production for biological wastewater treatment." Wat. Res. 37(2003): 4453-4467.

## ANNEXES

## ANNEXE A : PLAN EXPÉRIMENTAL

Tableau A-1: Optimisation du réacteur bactérien

Expérience	TRH bactérien <sup>1</sup>				Température bactérien <sup>2</sup>			
	TRH-4-2	TRH-6-1	Temp-2h	Temp-1h				
Début	Date	18-sept-02	05-oct-02	08-nov-02	22-nov-02			
Fin	Date	29-sept-02	13-oct-02	19-nov-02	05-déc-02			
Jours d'expérience	d	1-12	13-21	34-45	46-59			
Durée	d	12	9	12	14			
Affluent		A	B	D	D			
(Prélèvement)		13-sept-02	1-oct-02	6-nov-02	6-nov-02			
Réacteur Bactérien								
Volume	L	3,25	3,25	3,25	1,5	1,5	1,5	1,5
Température	°C	18	18	18	18	8	8	18
Agitation	rpm	150	150	150	150	150	150	150
O2	%	20	20	20	20	20	20	20
pH		7,5	7,5	7,5	7,6	7,6	7,5	7,5
TRH	h	4	2	6	i	2	2	1

Tableau A-2: Période de référence et Procédé FPB

Expérience	Période de référence <sup>3</sup>				Procédé FPB			
	Réf 1	Réf 2	Réf 3	FPB-a	FPB-b	FPB-c	FPB-d	
Début	Date	21-mars-03	9-avr-03	24-avr-03	1-mai-03	9-juin-03	1-juil-03	22-juil-03
Fin	Date	4-avr-03	21-avr-03	30-avr-03	17-mai-03	30-juin-03	21-juil-03	15-août-03
Jours d'expérience	d	60-74	75-87	88-94	95-111	112-131	132-151	152-176
Durée	d	15	13	7	17	20	20	25
Affluent		E	E	F	F	G	H	I
(Prélèvement)		20-mars-03	20-mars-03	23-avr-03	23-avr-03	27-mai-03	26-juin-03	22-juil-03
Boues activées		i	ii	iii	iv	v	v	vi
(Prélèvement)		20-mars-03	7-avr-03	23-avr-03	23-avr-03	8-juin-03	8-juin-03	22-juil-03
Réacteur Bactérien								
Volume	L				1,75	2	2	2
Température	°C				18	18	18	18
Agitation	rpm				150	150	150	150
O2	%				40	40	40	40
pH					6,8	7,7	7,8	7,8
TRH	h				2	2	2	2
Réacteur de boues activées								
Mode opératoire <sup>4</sup>		CM-Rec	CM-Rec	CM-Rec	CM-Rec	RBS	RBS	RBS
Volume boues activées	L	8,0	8,0	8,0	6,3	10,0	10,0	8,0
Débit	L/h	1,0	1,0	1,0	0,9	1,0	1,0	1,0
Température	°C	18	18	18	18	18	18	18
Agitation	rpm	100	100	100	100	80	80	80
O2	%	40	40	40	40	40	40	40
pH		7,0	7,0	7,0	7,3	7,1	7,1	7,4
TRH	h	7,8	7,8	7,8	7,3	21	21	16
TRB	d	7,5	6,5	10,0	8,0	19	19	11
Cycle	h					6	6	6
Remplissage	h					3	3	3
	L					3	3	3
Réaction	h					2	2	2
Purge	h					0,2	0,2	0,2
Décantation	h					0,8	0,8	0,8
Soutirage	h					0,2	0,2	0,2
Décanter								
Volume	L	6,0	7,0	7,0	7,0			
Système de raclage <sup>5</sup>		Bras	Magn.	Magn.	Magn.			
Vitesse de rotation	rpm	0,5	100	100	100			
Pente	Degrés	25	0	0	0			
Qr	% Qe	20%	40%	30%	40%			
Voile de boues	L	0,5	1,1	1,2	1,1			
TRB	min	25	50	60	50			

Note

<sup>1</sup> TRH 2 et TRH 4 réalisés en parallèle; TRH 1 et TRH 6 réalisés en parallèle,

<sup>2</sup> 8 °C-a et 18 °C-a réalisés en parallèle; 8 oC-b et 18 oC-b réalisés en parallèle; 8 oC-c et 18 oC-c réalisés en parallèle

<sup>3</sup> Réf 1, 2 et 3 sont trois périodes de références sans réacteur bactérien

<sup>4</sup> CM-Rec: Réacteur de type complètement mélangé avec recirculation; RBS: réacteur biologique séquentiel

<sup>5</sup> Bras: bras racleur mécanique; Magn.: barreau magnétique

## ANNEXE B

**MOYENNES DES RÉSULTATS DU RÉACTEUR BACTÉRIEN POUR LES ESSAIS  
D'OPTIMISATION ET DE DÉVELOPPEMENT DU PROCÉDÉ FPB**

Temps (jours)	Données brutes (mg/L)												Bilans de masse						TUO mg O <sub>2</sub> / L.h					
	NTK				MVES				NH <sub>4</sub>				NO <sub>x</sub>				P <sub>T</sub>	o-PO <sub>4</sub>		P <sub>T</sub>	N	DCO <sub>T</sub>		
	DCO <sub>T</sub>	DCO <sub>F</sub>	DBO <sub>F</sub>	DBO <sub>P</sub>	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff					
<b>Tableau B-1: Moyenne des résultats de l'optimisation du TRH</b>																								
TRH 4h	171	134	90	52	172	132	54	45	43	22	21	14	14	0,0	0,1	1,6	1,4	0,3	0,1	94%	104%	93%	4	
TRH 2h	171	128	90	50	172	139	54	46	55	22	21	14	13	0,0	0,1	1,6	1,4	0,3	0,1	95%	104%	87%	6	
TRH 6h	262	198	156	64	182	155	97	17	52	67	25	24	16	14	0,0	0,0	1,9	0,8	0,1	100%	101%	87%	4	
TRH 1h	262	156	156	71	182	129	97	20	52	72	25	27	16	14	0,0	0,0	1,9	2,5	0,8	0,1	121%	101%	106%	18
<b>Tableau B-2: Moyenne des résultats de l'optimisation de la température</b>																								
T-2h 8°C	262	219	168	105	183	138	72	30	37	45	27	26	15	14	0,0	0,0	4,2	4,1	3,0	2,5	100%	102%	97%	14
T-2h 18°C	262	180	168	79	183	71	72	19	37	53	27	25	15	15	0,0	0,1	4,2	3,8	3,0	2,4	101%	101%	97%	23
T-1h 8°C	258	235	154	107	185	178	91	56	47	47	23	21	13	13	0,0	0,0	3,7	3,5	2,4	2,2	96%	101%	96%	6
T-1h 18°C	258	207	154	90	185	144	91	65	47	42	23	21	13	12	0,0	0,0	3,7	3,4	2,4	1,9	97%	104%	91%	13
<b>Tableau B-3: Moyenne des résultats du réacteur bactérien lors des essais du procédé FPB</b>																								
FPB-a	445	393	343	264	325	289	249	174	48	68	26	26	20	18	0,0	0,1	5,3	5,1	4,6	3,9	105%	108%	103%	10
FPB-b	400	344	243	139	244	184	164	67	80	96	36	35	24	22	0,1	0,0	8,5	8,1	6,1	5,4	101%	103%	97%	12
FPB-c	461	383	332	195	311	232	204	110	62	83	19	20	11	8	0,1	0,0	3,6	3,6	1,5	0,6	104%	103%	94%	14
FPB-d	692	533	325	206	372	149	192	90	241	252	31	29	14	12	0,1	0,1	10,2	9,2	3,4	2,6	100%	105%	95%	27
369	166	227	98	98	76	68	<b>Rapports</b>												<b>Rapports</b>					
<b>Tableau B-4: Enlèvement d'azote et de phosphore</b>																								
Temps (jours)	Matière organique	DCO <sub>T</sub>	DCOF	DBOF	NTK	NH <sub>4</sub>	NO <sub>x</sub>	NO <sub>y</sub>	mg MVES	% augment.	mg DCO <sub>T</sub>	mg DCO <sub>F</sub>	mg MVES	mg NO <sub>x</sub>	mg NO <sub>y</sub>	mg DCO <sub>T</sub>	mg DCO <sub>F</sub>	mg MVES	mg NO <sub>x</sub>	mg NO <sub>y</sub>	P <sub>T</sub> /DCO <sub>T</sub>			
FPB-a	17%	38%	30%	58%	0%	5%	0,0	4%	15%	7	20%	9	0,64	0,48	0,39	0,24	0,70	0,59	0,43	0,29	0,85	0,39	10%	1,5%
FPB-b	31%	53%	61%	74%	7%	-2%	0,1	10%	18%	15	41%	30	0,64	0,44	0,39	0,26	0,70	0,39	0,38	0,24	0,88	0,39	10%	1,6%
FPB-c	9%	31%	4%	38%	6%	4%	0,0	6%	10%	0	0%	6	0,60	0,45	0,49	0,32	0,72	0,76	0,59	0,53	0,84	0,85	9%	1,4%
FPB-d	20%	42%	22%	34%	9%	7%	0,0	8%	22%	-5	-10%	15	0,60	0,43	0,49	0,45	0,72	0,70	0,59	0,73	0,84	0,95	9%	1,1%
<b>Tableau B-5: Moyenne des résultats de l'optimisation de la température (suite)</b>																								
TRH 4h	22%	43%	23%	73%	4%	3%	0,0	11%	57%	-1	-3%	9	0,53	0,38	0,32	0,11	0,94	0,98	0,60	0,28	0,86	0,88	13%	0,9%
TRH 2h	26%	45%	19%	70%	4%	4%	-0,1	11%	47%	8	17%	10	0,53	0,39	0,32	0,12	0,84	0,85	0,60	0,33	0,88	0,85	13%	0,9%
TRH 6h	24%	59%	15%	82%	0%	16%	0,0	1%	89%	15	29%	5	0,60	0,32	0,53	0,11	0,70	0,78	0,62	0,27	0,87	0,90	9%	0,7%
TRH 1h	2%	55%	29%	80%	-8%	16%	0,0	-20%	88%	20	40%	4	0,60	0,28	0,53	0,15	0,70	0,50	0,62	0,28	0,86	0,86	9%	0,7%
<b>Tableau B-6: Moyenne des résultats de l'optimisation du TRH (suite)</b>																								
FPB-a	12%	23%	11%	30%	-3%	10%	0,1	5%	14%	21	44%	44	0,77	0,67	0,77	0,60	0,73	0,74	0,72	0,66	0,83	0,84	6%	1,2%
FPB-b	14%	43%	24%	59%	4%	8%	0,0	4%	12%	16	20%	20	0,61	0,40	0,67	0,16	0,61	0,54	0,68	0,48	0,85	0,84	9%	2,1%
FPB-c	17%	41%	25%	46%	-4%	27%	0,0	1%	62%	22	35%	23	0,72	0,51	0,66	0,48	0,67	0,61	0,61	0,57	0,91	0,79	4%	0,8%
FPB-d	23%	37%	60%	53%	3%	13%	0,0	10%	25%	11	5%	69	0,47	0,39	0,52	0,60	0,54	0,28	0,59	0,44	0,73	0,75	5%	1,5%

Tableau B-4: Moyenne des résultats des boues activées FPB et témoin

Temps (jours)	DCO <sub>t</sub>		DBO <sub>t-C</sub>		MVES		NTK		NH <sub>4</sub>		
	Aff	T	FPB	Aff	T	FPB	Aff	T	FPB	Aff	T
FPB-a	443	55	63	343	32	30	325	18	38	47	19
FPB-b	400	60	71	243	44	46	244	13	18	80	10
FPB-c	461	54	62	332	36	39	325	8	11	59	8
FPB-d	692	47	55	325	31	33	372	6	7	242	13

Tableau B-4: Moyenne des résultats des boues activées FPB et témoin (suite)

Temps (jours)	DCO <sub>t</sub>		DBO <sub>t-C</sub>		MVES		P <sub>T</sub>		Bilan de masse	
	NO <sub>x</sub>	P <sub>T</sub>	NO <sub>x</sub>	P <sub>T</sub>	NO <sub>x</sub>	P <sub>T</sub>	NO <sub>x</sub>	P <sub>T</sub>	DCO <sub>T</sub>	N
FPB-a	0,0	3,3	4,0	5,3	3,9	4,4	4,6	3,2	FPB	T
FPB-b	0,1	19,3	21,0	8,5	7,4	7,4	6,1	6,9	123%	78%
FPB-c	0,1	2,7	4,8	2,7	0,5	0,7	0,6	0,3	103%	97%
FPB-d	0,1	5,0	2,8	9,6	1,8	1,7	3,4	1,2	91%	97%

Tableau B-4: Moyenne des résultats des boues activées FPB et témoin (suite)

Temps (jours)	DCO <sub>t</sub>		DBO <sub>t-C</sub>		MVES		NTK		NH <sub>4</sub>	
	NO <sub>x</sub>	P <sub>T</sub>	NO <sub>x</sub>	P <sub>T</sub>	NO <sub>x</sub>	P <sub>T</sub>	NO <sub>x</sub>	P <sub>T</sub>	DCO <sub>T</sub>	NH <sub>4</sub>
FPB-a	88%	91%	91%	91%	86%	59%	61%	86%	80%	92%
FPB-b	85%	82%	82%	81%	98%	93%	83%	91%	89%	100%
FPB-c	88%	87%	89%	88%	97%	97%	87%	78%	83%	99%
FPB-d	93%	92%	90%	90%	98%	98%	95%	93%	92%	99%

Tableau B-4: Moyenne des résultats des boues activées FPB et témoin (suite)

Temps (jours)	Affluent FPB		FIM		TRB		TIO		X	
	NTK/DCO <sub>t</sub>	Pu/DCO <sub>t</sub>	NTK/DCO <sub>t</sub>	Pu/DCO <sub>t</sub>	g MVES/d	mg O <sub>2</sub> /L.h	mg MVES/L	mg MVES/L	Yobs	WPB
FPB-a	8,7	1,8	10,3	2,0	0,44	9,3	7,9	20	10	145
FPB-b	19,2	4,2	22,0	5,1	0,29	0,35	20,2	18,8	17	12
FPB-c	5,4	0,7	7,5	1,0	0,32	0,35	25,3	23,5	17	12
FPB-d	8,4	2,5	11,7	3,5	0,35	0,34	11,0	10,8	30	20

Tableau B-4: Moyenne des résultats des boues activées FPB et témoin (suite)

Temps (jours)	Xe		Px		Yobs		Pu		WPB	
	mg MVES/d	D	T							
FPB-a	399	379	5%	2329	1885	19%	2758	2265	20%	0,35
FPB-b	125	163	-30%	522	383	27%	647	546	16%	0,22
FPB-c	92	153	-66%	575	414	28%	667	567	15%	0,13
FPB-d	153	200	-31%	2133	2033	5%	2256	2233	2%	0,30

Tableau B-4: Moyenne des résultats des boues activées FPB et témoin (suite)

**ANNEXE C****RÉSULTATS BRUTS EN FONCTION DU TEMPS POUR LES ESSAIS  
D'OPTIMISATION DU RÉACTEUR BACTÉRIEN  
ET DE DÉVELOPPEMENT DU PROCÉDÉ FPB**

Temps (jours)	Données brutes (mg/L)												Notes											
	DCO <sub>T</sub>		DCO <sub>F</sub>		DBO <sub>T</sub>		MES		MVES		NTK		NH <sub>4</sub>		NO <sub>x</sub>		P <sub>T</sub>		o-PO <sub>4</sub>					
Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff					
<b>Tableau C-1.1: TRH 4h</b>																								
1	204	144	109	55	172	132	69	17	59	57	55	53	21	20	13	12	0.0	0.0	1.5	1.2	0.1	0.0	1	
2	197	258	104	65					47	52	41	45	22	22	14	14	0.0	0.0	1.5	1.7	0.3	0.1		
3	123	79	88	65			41	7	70	56	52	47	21	20	13	13	0.0	0.1	1.6	1.4	0.1	0.1		
5	136	142	71	44					55	66	45	66	22	23	14	14	0.0	0.0	1.7	1.9	0.2	0.1	4	
6	175	121	76	31			120	48	15	42	46	35	39	22	20	13	14	0.0	0.0	1.6	1.3	0.2	0.1	
8	175	110	87	46			120	15	59	43	54	37	21	20	14	14	0.0	0.0	1.7	1.4	0.3	0.2		
10	187	117	93	55			125	64	15	45	44	36	35	22	21	14	14	0.0	0.1	1.7	1.5	0.3	0.2	
12	175	105	93	52			157	90	51	20	40	30	30	25	22	20	15	14	0.0	0.2	1.6	1.1	0.5	0.2
Moy:	171	134	90	52			172	132	54	15	52	49	45	43	22	21	14	14	0.0	0.1	1.6	1.4	0.3	0.1
E.T.	28	54	13	11			12	4	10	11	11	12	0	1	1	1	0.0	0.1	0.3	0.1	0.1	0.1		
<b>Tableau C-1.2: TRH 2h</b>																								
1	204	163	109	57	172	139	69	22	59	75	55	72	21	21	13	13	0.0	0.0	1.5	1.3	0.1	0.1		
2	197	158	104	61			44	54	41	45	22	21	14	14	13	13	0.0	0.0	1.5	1.3	0.3	0.0		
3	123	101	88	51			41	15	70	66	62	56	21	21	13	13	0.0	0.1	1.6	1.5	0.1	0.1		
5	136	120	71	39			55	63	45	53	53	53	22	22	14	13	0.0	0.0	1.7	1.6	0.2	0.2		
6	175	123	76	43			48	17	42	70	35	55	22	20	13	14	0.0	0.1	1.6	1.3	0.2	0.2		
8	175	126	87	41			123	59	58	54	54	57	21	21	14	14	0.0	0.0	1.6	1.6	0.3	0.1		
10	187	122	93	52			122	64	16	54	49	45	42	22	21	14	14	0.0	0.1	1.7	1.5	0.3	0.2	
12	175	109	93	54			149	51	12	45	91	40	77	22	20	15	14	0.0	0.3	1.6	1.3	0.5	0.3	
Moy:	171	128	90	50			172	139	54	16	54	64	47	55	22	21	14	13	0.0	0.1	1.6	1.4	0.3	0.1
E.T.	28	22	13	8			12	4	9	14	9	11	0	1	1	0	0.0	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1		
<b>Tableau C-1.3: TRH 6h</b>																								
13	265	225	166	71			101	83	61	83	52	73	24	25	17	13	0.0	0.0	1.8	1.8	0.7	0.0	5,7	
14	269	203	152	55			63	77	53	68	24	24	25	16	14	0.0	0.0	1.8	1.8	0.7	0.0			
15	259	200	155	72	198	186	78	18	61	75	53	65	25	24	16	14	0.0	0.0	1.9	1.8	0.6	0.0		
16	232	195	136	63			57	93	49	84	25	25	27	15	14	0.0	0.1	1.9	2.4	0.8	0.1			
17	248	176	159	77	171	186	96	27	53	71	48	65	24	24	17	14	0.0	0.0	1.8	1.8	0.7	0.1		
19	251	231	165	55			106	7	48	66	43	63	24	24	17	18	0.0	0.0	1.8	2.0	1.0	0.2		
21	289	157	160	55			178	92	105	79	75	56	64	50	26	23	17	13	0.0	0.0	2.4	1.6	1.0	0.2
Moy:	262	198	156	64			182	155	97	17	60	74	52	67	25	24	16	14	0.0	0.0	1.9	1.9	0.8	0.1
E.T.	14	26	10	14			54	11	34	8	12	6	66	1	1	1	1	0.0	0.2	0.3	0.1	0.1	0.1	
<b>Tableau C-1.4: TRH 1h</b>																								
13	265	243	166	438			101	17	61	59	52	51	24	24	17	15	0.0	0.0	1.8	1.8	0.7	0.0	5	
14	269	239	152	73			63	87	53	78	24	25	16	13	0.0	0.0	1.8	2.0	0.7	0.1				
15	259	310	155	76	198	89	78	5	61	54	53	36	25	31	16	14	0.0	0.0	1.9	3.3	0.6	0.1		
16	232	231	156	62			57	92	49	81	25	25	15	14	0.0	0.0	1.9	2.0	0.8	0.1				
17	248	280	159	79	171	121	96	12	53	32	48	447	24	31	17	13	0.0	0.0	1.8	3.3	0.7	0.1		
19	251	235	165	67			106	32	49	99	43	79	24	27	17	14	0.0	0.0	1.8	2.5	1.0	0.1		
21	289	468	160	68			178	178	105	34	75	499	64	482	26	37	17	13	0.0	0.0	2.4	4.8	1.0	0.1
Moy:	262	256	156	71			182	129	97	20	60	84	52	72	25	27	16	14	0.0	0.0	1.9	2.3	0.8	0.1
E.T.	14	32	10	6	14		45	11	13	8	18	6	14	1	1	1	1	0.0	0.2	0.3	0.1	0.0	0.0	

Temps (jours)	Enlèvement						Production de biomasse						Notes	
	Matière organique			Azote et phosphore			Dispersée			Fixée				
	DCO <sub>T</sub>	DCO <sub>E</sub>	DBO <sub>T</sub>	DBO <sub>E</sub>	NTK	NH <sub>4</sub>	NO <sub>x</sub>	P <sub>T</sub>	c-PO <sub>4</sub>	mg MVESt	% augment.	mg DCO	mg DCOf	
Tableau C-1.1: TRH 4h (suite)														
1	29%	50%	23%	76%	6%	7%	0,0	16%	60%	-2	-3%	70	4	1
2	-31%	38%	-1%	1%	0,0	-15%	82%	4	10%	-15	-24%	140	7	
3	36%	27%	83%	3%	0,0	14%	43%	21	47%	558	279	14		
5	-4%	38%	-2%	5%	0,0	-15%	56%	4	11%	64	3	4		
6	31%	59%	69%	11%	2%	20%	70%	-17	31%	128	7	2		
8	37%	48%	26%	5%	-1%	0,0	20%	44%	-1	31%	1024	512	26	2
10	37%	41%	32%	77%	3%	1%	-0,1	16%	36%	-5	-3%	78	4	2
12	40%	44%	43%	61%	6%	9%	-0,2	29%	60%	-1	-17%	621	311	16
Moy:	22%	43%	23%	73%	4%	3%	0,0	11%	57%	-1	-3%	2203	172	9
E.T.	26%	10%	9%	8%	4%	4%	0,1	17%	15%	12	25%	158	8	
Tableau C-1.2: TRH 2h (suite)														
1	20%	48%	19%	68%	3%	2%	0,0	9%	31%	17	31%	161	4	1
2	20%	42%	6%	8%	0,0	14%	85%	4	11%	322	8			
3	18%	42%	64%	0%	0%	0,0	6%	16%	-6	-10%	1288	644	17	
5	12%	44%	2%	8%	0,0	2%	35%	8	18%	135	3			
6	50%	44%	64%	11%	-2%	-0,1	21%	30%	20	57%	270	7	2	
8	38%	53%	18%	2%	2%	0,0	4%	60%	3	6%	2157	1079	28	
10	35%	44%	29%	76%	3%	46%	-0,1	15%	46%	-3	-7%	191	5	2
12	38%	42%	24%	76%	6%	11%	-0,2	20%	38%	37	93%	1527	764	20
Moy:	26%	45%	19%	70%	4%	4%	-0,1	11%	47%	8	17%	4972	387	10
E.T.	9%	4%	5%	6%	3%	5%	0,1	7%	21%	14	23%	344	9	
Tableau C-1.3: TRH 6h (suite)														
13	35%	57%	48%	-3%	23%	0,0	1%	100%	21	40%	10	1	5,7	
14	25%	64%	0%	8%	0,0	0%	100%	15	28%	20	2			
15	23%	54%	6%	78%	3%	12%	0,0	6%	100%	12	23%	39	3	
16	23%	54%	-8%	8%	0,0	-27%	90%	35	71%	79	6			
17	29%	51%	-9%	72%	0%	18%	0,0	-2%	81%	17	36%	283	142	11
19	8%	67%	93%	-3%	-8%	0,0	-10%	82%	20	45%	34	3	8-9	
21	46%	66%	48%	24%	11%	24%	0,0	33%	76%	-14	-22%	275	138	11
Moy:	24%	59%	15%	82%	0%	16%	0,0	1%	89%	15	29%	558	61	5
E.T.	12%	6%	30%	11%	6%	11%	0,0	18%	10%	15	17%	55	5	4
Tableau C-1.4: TRH 1h (suite)														
13	8%	47%	83%	0%	8%	0,0	2%	24%	-1	-24%	50	1	5	
14	11%	52%	-4%	15%	0,0	-8%	87%	25	47%	100	1			
15	-20%	51%	55%	94%	-27%	12%	0,0	-70%	79%	83	457%	199	3	
16	8%	54%	-3%	15%	0,0	-3%	88%	32	65%	398				
17	-43%	50%	29%	88%	-38%	21%	0,0	-81%	90%	69	144%	1433	717	9
19	6%	59%	70%	-13%	16%	0,0	-43%	92%	36	82%	149	2		
21	-44%	57%	0%	67%	-44%	25%	0,0	-99%	89%	118	185%	1190	595	8
Moy:	2%	55%	29%	80%	-8%	16%	0,0	-20%	88%	20	40%	2623	286	4
E.T.	13%	14%	28%	11%	6%	0,0	31%	4%	40	17%	260	3		

Temps (jours)	Rapports												Bilans de masse							
	DCO <sub>T</sub> /DCO <sub>T</sub>	DBO <sub>T</sub> /DBO <sub>T</sub>	DBO <sub>T</sub> /DCO <sub>T</sub>	DBO <sub>T</sub> /DCO <sub>T</sub>	DBO <sub>T</sub> /DCO <sub>T</sub>	MVES/MES	DCO <sub>p</sub> /MVES	NTK/DCO <sub>T</sub>	P <sub>T</sub> /DCO <sub>T</sub>	TUO	mg O <sub>2</sub> / Lh	N	DCO <sub>T</sub>	Notes						
Aff	Aff	Aff	Eff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	%	Aff	Lh							
Tableau C-1.1: TRH 4h (suite)																				
1	0,53	0,38	0,40	0,13	0,84	0,92	0,63	0,30	0,93	0,93	1,7	10%	0,7%	2	86%	101%	76%	1		
2	0,53	0,25						0,46	0,11	0,89	0,84	2,3	4,3	11%	0,7%	3	119%	102%	140%	
3	0,72	0,82													1,3%	3	98%	108%	85%	
5	0,52	0,31													1,2%	4	118%	102%	119%	
6	0,44	0,26													0,9%	5	84%	103%	85%	
8	0,50	0,42													1,0%	8	95%	110%	96%	
10	0,50	0,47	0,35	0,12	0,93	0,99	0,33	0,91	0,87	1,6	1,7	12%	0,9%	4	86%	102%	73%	2		
12	0,53	0,50	0,32	0,22	0,90	0,86	0,55	0,38	0,75	0,84	2,7	2,1	12%	0,9%	2	80%	108%	73%	2	
Moy:	0,53	0,38	0,32	0,11	0,94	0,98	0,60	0,28	0,86	0,88	1,8	1,9	13%	0,9%	4	94%	104%	93%		
E.T.	0,08	0,18	0,04	0,06	0,09	0,12	0,06	0,03	0,06	0,03	0,3	2%	0,2%	2	15%	4%	24%			
Tableau C-1.2: TRH 2h (suite)																				
1	0,53	0,35	0,40	0,16	0,84	0,85	0,63	0,39	0,93	0,96	1,7	1,5	10%	0,7%	7	93%	102%	89%	1	
2	0,53	0,39													0,7%	9	90%	103%	93%	
3	0,72	0,51						0,46	0,28	0,89	0,85	2,3	2,2	11%	0,7%	2	107%	109%	99%	
5	0,52	0,33													1,3%	2	101%	102%	94%	
6	0,44	0,35						0,62	0,40	0,83	0,79	2,8	1,5	16%	1,2%	7	83%	103%	82%	
8	0,50	0,33													0,9%	16	112%	110%	105%	
10	0,50	0,43	0,35	0,12	0,99	0,98	0,69	0,30	0,83	0,86	2,1	1,7	12%	0,9%	4	88%	102%	72%	2	
12	0,53	0,50	0,32	0,10	0,99	0,99	0,55	0,22	0,88	0,85	2,0		12%	0,9%	2	91%	110%	76%	2	
Moy:	0,53	0,39	0,32	0,12	0,84	0,85	0,60	0,33	0,88	0,85	1,7	1,4	13%	0,9%	6	95%	104%	87%		
E.T.	0,08	0,07	0,04	0,03	0,09	0,07	0,04	0,06	0,06	0,06	0,5	0,3	2%	0,2%	5	10%	4%	11%		
Tableau C-1.3: TRH 6h (suite)																				
13	0,63	0,32						0,61	0,45	0,85	0,88	1,9	2,1	9%	0,7%	5	100%	100%	95%	5
14	0,56	0,27													0,7%	3	101%	100%	83%	
15	0,60	0,36	0,39	0,09	0,76	0,93	0,50	0,24	0,87	0,87	2,0	2,0	10%	0,7%	3	95%	101%	86%		
16	0,54	0,32													10%	5	129%	102%	92%	
17	0,64	0,44	0,56	0,15	0,69	1,06	0,60	0,35	0,91	0,91	1,8	1,5	10%	0,7%	1	107%	103%	78%	6	
19	0,66	0,24													0,7%	7	111%	101%	109%	
21	0,55	0,35	0,59	0,86	0,62	0,59	0,65	1,44	0,85	0,89	2,0	2,0	9%	0,8%	7	71%	103%	72%	6,7,10	
Moy:	0,60	0,32	0,53	0,11	0,70	0,78	0,62	0,27	0,87	0,90	2,0	2,0	9%	0,7%	4	100%	101%	87%		
E.T.	0,05	0,07	0,10	0,43	0,07	0,24	0,06	0,11	0,02	0,03	0,2	0,4	0%	0,1%	2	18%	1%	12%		
Tableau C-1.4: TRH 1h (suite)																				
13	0,63	0,52													0,7%	18	98%	100%	99%	5
14	0,56	0,31													0,7%	18	109%	100%	96%	
15	0,60	0,24	0,39	0,05	0,76	0,29	0,50	0,06	0,84	0,84	2,2	2,1	9%	0,7%	30	171%	101%	132%		
16	0,54	0,27													10%	5	105%	101%	106%	
17	0,64	0,28	0,56	0,10	0,69	0,43	0,60	0,15	0,91	0,90	1,8	1,7	10%	0,8%	30	183%	103%	121%	6	
19	0,66	0,29													0,7%	11	144%	101%	99%	
21	0,55	0,17	0,59	0,19	0,62	0,44	0,65	0,50	0,85	0,92	2,0	1,9	9%	0,8%	11	204%	101%	147%	6	
Moy:	0,60	0,28	0,53	0,15	0,70	0,50	0,62	0,28	0,86	0,86	2,0	2,6	9%	0,7%	18	121%	101%	106%		
E.T.	0,05	0,05	0,10	0,07	0,07	0,09	0,06	0,21	0,02	0,04	0,2	0,3	0%	0,1%	9	31%	1%	15%		

Tempo (heure)	Données brutes (mg/L)												Notes											
	DCO <sub>f</sub>				DBO <sub>f</sub>				MIES				NTK				NH <sub>4</sub>				P <sub>T</sub>			
	AV	EN	AV	EN	AV	EN	AV	EN	AV	EN	AV	EN	AV	EN	AV	EN	AV	EN	AV	EN	AV	EN	AV	EN
<b>Tableau C-2.1: Temp-2h 8°C</b>																								
34	302	294	183	184	62	61	53	53	27	28	16	15	0.0	0.0	4.4	4.5	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0
36	263	237	160	106	152	115	58	32	50	55	42	48	26	26	15	13	0.0	0.0	4.3	4.0	3.0	2.4	3.0	2.4
37	262	213	161	91	161	61	52	49	47	43	42	26	26	14	14	0.0	0.0	4.2	4.1	2.9	2.6	2.9	2.6	
38	285	289	186	132					43	46	40	43	27	27	15	16	0.0	0.0	4.3	4.4	3.1	3.1	3.1	3.1
39	239	187	165	87					86	33	40	43	36	38	26	26	15	14	0.0	0.0	4.2	3.9	2.9	2.4
41	269	189	171	93	183	138	82	32	28	49	29	45	27	26	15	15	0.0	0.0	4.4	3.9	3.2	2.3	3.2	2.3
42	237	171	160	74	191	133	73	25	30	49	27	44	38	27	15	15	0.0	0.0	4.2	3.9	3.1	2.3	3.1	2.3
45	238	170	160	71	206	133	73	25	30	49	27	44	37	27	15	15	0.0	0.0	4.1	4.1	2.8	2.1	2.8	2.1
Moy.	262	219	168	105	183	128	72	30	42	50	37	45	27	26	15	14	0.0	0.0	4.2	4.1	3.0	2.5	3.0	2.5
E.T.	24	30	11	37	28	12	13	4	12	6	9	4	1	1	1	1	0.0	0.0	0.1	0.1	0.2	0.1	0.2	0.1
<b>Tableau C-2.2: Temp-2h 18°C</b>																								
34	302	266	183	113	152	82	58	74	50	55	42	48	26	26	15	15	0.0	0.0	4.4	4.3	3.0	2.6	3.0	2.6
36	263	204	160	76	152	82	58	74	61	49	61	43	54	26	26	14	14	0.0	0.1	4.3	3.9	3.0	2.1	
37	262	177	161	76					43	70	40	64	27	26	15	15	0.0	0.1	4.2	4.0	2.9	2.9	2.9	2.9
38	285	245	186	64					86	19	40	57	36	49	26	26	15	15	0.0	0.1	4.3	4.1	3.1	2.4
39	239	169	165	72					34	41	30	37	27	23	15	15	0.0	0.1	4.2	3.9	2.9	2.4	2.9	2.4
41	269	134	171	81	191	79	82	17	33	14	29	42	26	22	15	16	0.0	0.1	4.4	3.5	3.2	2.5	3.2	2.5
42	237	125	160	74	191	74	82	17	33	14	29	42	28	24	15	17	0.0	0.1	4.2	3.2	3.1	2.3	3.1	2.3
45	238	119	160	74	206	52	73	2	30	42	27	44	39	37	27	25	15	15	0.0	0.2	4.1	3.7	2.8	2.9
Moy.	262	180	168	79	183	71	72	19	43	39	37	33	27	25	15	15	0.0	0.1	4.2	3.8	3.0	2.4	3.0	2.4
E.T.	34	55	11	15	28	16	13	4	11	24	9	10	1	2	1	1	0.0	0.1	0.1	0.1	0.3	0.1	0.3	0.1
<b>Tableau C-2.3: Temp-1h 8°C</b>																								
46	319	313	224	216	49	44	40	37	29	26	18	15	0.0	0.0	4.8	4.4	3.6	3.3	3.4	3.4	3.6	3.3	3.4	3.4
47	318	306	226	226	128	102	462	47	39	37	32	29	26	14	17	0.0	0.0	4.7	4.3	2.4	3.3	3.6	3.3	
49	295	235	218	155	129	102	41	41	48	32	39	28	25	17	14	0.0	0.0	4.5	4.1	2.4	3.4	3.6	3.4	
50	317	269	225	162	159	80	39	40	31	33	27	25	16	16	0.0	0.0	4.6	4.5	3.6	3.0	3.6	3.0		
51	339	293	229	165	159	80	65	56	54	54	54	54	21	20	12	11	0.1	0.1	3.5	3.3	2.4	2.1	3.1	2.1
52	267	220	152	117	199	185	60	53	61	60	53	53	19	18	11	10	0.0	0.0	3.1	2.9	1.9	1.8	3.1	2.1
53	214	201	119	103	199	119	103	199	103	103	103	103	10	10	10	10	0.0	0.0	2.8	3.1	1.6	1.5	3.1	1.5
54	214	222	86	74	67	76	67	76	67	67	67	67	18	18	9	9	0.0	0.0	3.0	2.9	1.4	1.3	3.0	1.3
56	216	194	66	62	80	70	69	61	61	61	61	61	18	18	10	10	0.1	0.0	2.8	2.7	1.4	1.2	2.7	1.2
58	168	178	76	65	152	150	31	16	65	64	58	58	17	17	10	10	0.0	0.0	2.7	2.2	1.3	1.2	2.2	1.2
59	173	155	77	58	141	134	37	30	54	61	51	53	17	16	10	10	0.0	0.0	3.7	3.5	2.4	2.2	3.5	2.2
Moy.	256	235	154	107	185	178	91	56	55	55	47	47	23	21	13	13	0.0	0.0	3.0	2.9	2.4	2.2	3.0	2.2
E.T.	63	54	71	45	50	49	54	35	13	12	13	12	5	4	3	3	0.0	0.0	0.9	0.8	1.0	0.9	0.9	0.9
<b>Tableau C-2.4: Temp-1h 18°C</b>																								
46	319	303	224	219	128	101	47	55	37	46	29	25	14	14	0.0	0.0	4.8	4.4	3.6	3.2	3.2	3.2		
47	318	247	226	115	250	187	129	101	41	41	43	43	28	28	17	14	0.0	0.0	4.7	4.2	2.4	2.3	2.4	2.3
49	295	275	218	121	269	225	157	130	41	45	32	36	28	25	17	15	0.0	0.0	4.5	5.2	3.6	2.2	3.6	2.2
50	317	269	225	130	229	130	159	92	39	45	31	37	27	25	16	15	0.0	0.0	4.6	4.4	3.6	2.7	3.6	2.7
51	339	264	229	130	152	83	65	56	54	50	21	19	12	11	0.1	0.0	4.6	4.3	3.6	2.5	3.6	2.5		
52	267	193	152	83	119	174	60	36	61	62	53	55	19	17	11	10	0.0	0.0	3.1	2.8	1.9	1.5	2.8	1.5
53	214	185	119	78	199	174	60	36	61	62	53	55	19	17	11	10	0.0	0.0	3.1	2.8	1.9	1.5	2.8	1.5
54	214	156	86	61	156	144	67	44	56	37	18	15	9	8	0.0	0.0	4.5	5.2	3.6	2.2	4.4	2.2		
56	216	125	66	51	160	132	31	30	80	46	69	40	18	16	10	10	0.1	0.0	3.0	2.2	1.4	1.2	2.2	1.2
58	168	159	76	62	152	120	31	30	65	52	58	45	17	17	10	10	0.0	0.0	2.8	2.4	1.4	1.2	2.4	1.2
59	173	103	77	40	141	98	37	33	59	40	51	55	17	18	10	10	0.0	0.0	2.7	2.6	1.3	1.2	2.6	1.2
Moy.	258	207	154	90	185	144	91	65	56	49	47	42	23	21	13	12	0.0	0.0	3.7	3.4	2.4	2.2	3.4	2.2
E.T.	63	67	71	39	50	42	54	36	13	7	13	7	5	5	3	3	0.0	0.0	0.9	1.1	1.0	0.7	0.9	0.7

Temps (jours)	Enlevement						Production de biomasse						Notes		
	Matière organique	DCCo <sub>r</sub>	DCCo <sub>t</sub>	DBOr	NTK	NH <sub>4</sub>	NO <sub>x</sub>	P <sub>T</sub>	c-PQ <sub>t</sub>	Dispersée	% augment.	Fixée	mg DCO <sub>d</sub>	mg DCO <sub>d</sub>	mg DCO <sub>t</sub>
<b>Tableau C-2.1: Temp-2h 8°C (suite)</b>															
34	3%	-4%	-5%	-5%	9%	0%	-2%	0%	0%	0	0%	0	0	0	11
36	10%	34%	24%	45%	1%	17%	0%	6%	17%	5	13%	2	0	0	12
37	19%	43%	14%	2%	2%	0%	0%	3%	10%	-1	-1%	4	0	0	0
38	-2%	29%	-3%	-4%	0%	0%	-2%	-2%	-2%	3	8%	8	0	0	0
39	22%	47%	62%	2%	1%	0%	6%	18%	2	5%	16	1	1	1	1
41	30%	46%	0%	4%	0%	0%	0%	11%	26%	16	53%	63	3	3	3
42	28%	53%	28%	61%	0%	4%	0%	5%	26%	16	57%	125	7	7	7
45	28%	56%	36%	66%	1%	6%	0%	2%	25%	17	65%	2000	1000	56	56
Moy:	17%	38%	30%	58%	0%	5%	0%	4%	15%	7	20%	2000	167	9	9
E.T.	12%	10%	6%	8%	3%	7%	0%	4%	11%	8	23%	19	19	19	19
<b>Tableau C-2.2: Temp-2h 18°C (suite)</b>															
34	12%	38%	-1%	3%	0%	0%	3%	13%	10	20%	16	1	1	11	
36	23%	52%	46%	58%	5%	5%	0%	10%	30%	6	14%	66	4	4	4
37	32%	53%	59%	76%	2%	-3%	0%	5%	23%	11	25%	132	7	7	7
38	14%	65%	3%	4%	-1%	0%	5%	31%	25	62%	263	15	15	15	
39	29%	56%	78%	1%	-1%	-0.1	6%	15%	13	36%	1053	29	29	29	
41	50%	53%	50%	0%	14%	-3%	0%	20%	20%	7	24%	175	10	10	10
42	47%	54%	59%	79%	16%	-1%	-0.1	23%	11%	-13	-148%	350	19	19	19
45	50%	54%	75%	97%	13%	-3%	-0.2	11%	-2%	-45	-155%	5600	2800	156	156
Moy:	31%	53%	61%	74%	7%	-2%	-0.1	10%	18%	15	41%	6653	30	30	30
E.T.	16%	7%	14%	14%	7%	5%	0.1	7%	11%	7	17%	52	52	52	52
<b>Tableau C-2.3: Temp-1h 8°C (suite)</b>															
46	2%	3%	-2%	0%	16%	0%	0%	9%	8%	-3	-7%	9	0	0	14
47	4%	9%	2%	-26%	10%	-22%	0%	10%	-34%	-6	-15%	18	0	0	0
49	20%	29%	21%	10%	18%	0%	10%	32%	6	17%	70	2	2	2	
50	15%	28%	5%	5%	0%	2%	17%	7	23%	140	4	4	4	4	
51	14%	28%	50%	7%	2%	0%	9%	13%	2	5%	280	8	8	8	
52	18%	23%	6%	10%	0%	0%	7%	15%	6	-11%	1120	16	16	16	
53	6%	14%	7%	42%	9%	5%	0%	8%	6%	-1	-2%	16	0	0	0
54	48%	13%	1%	-1%	-0.1%	0%	-11%	8%	10	18%	31	1	1	16	
56	10%	6%	-3%	0%	0%	2%	6%	-9	-12%	-12%	-125	3	3	3	
58	65%	15%	1%	-48%	0%	5%	0%	1%	10%	-1	-3%	500	14	14	14
59	11%	25%	5%	19%	9%	-1%	0.0	17%	8%	2	4%	2000	1000	28	28
Moy:	9%	31%	4%	38%	6%	4%	0%	6%	10%	0	0%	3120	221	6	6
E.T.	5%	8%	3%	18%	4%	7%	0%	7%	8%	6	13%	622	316	9	9
<b>Tableau C-2.4: Temp-1h 18°C (suite)</b>															
46	5%	7%	13%	13%	0%	7%	12%	0	0	1%	86	2	2	14	
47	22%	49%	25%	21%	14%	-1%	0.0	12%	6%	8	22%	172	5	5	5
49	7%	44%	22%	-2%	16%	0.0	-16%	37%	65	260%	1374	19	19	19	
50	15%	30%	10%	10%	0.0	5%	27%	4	12%	145	4	4	4	4	
51	22%	45%	42%	7%	6%	0.0	6%	30%	6	19%	290	8	8	15	
52	28%	45%	11%	10%	0.1	18%	28%	-4	-8%	1160	580	16	16	16	
53	13%	34%	13%	40%	10%	5%	0.0	11%	21%	2	4%	223	6	6	6
54	27%	29%	17%	17%	1%	0.0	21%	27%	-19	-34%	446	12	12	16	
56	42%	25%	1%	-3%	0.0	26%	11%	-29	-42%	-30.0	-30.0	1782	50	50	50
58	5%	19%	21%	34%	1%	0.0	14%	16%	-13	-22%	538	15	15	15	
59	39%	48%	31%	14%	0%	2%	0%	10%	-16	-31%	2150	1075	30	30	
Moy:	20%	42%	22%	34%	9%	7%	0.0	8%	22%	-5	-10%	7714	538	15	15
E.T.	13%	11%	8%	17%	6%	6%	0.0	11%	10%	25	23%	849	502	14	14

Temps (jours)	Rapports												TUO				Bilan de masse						
	DCO <sub>T</sub> /DCO <sub>T</sub>				DBO <sub>T</sub> /DBO <sub>T</sub>				DCO <sub>P</sub> /DCO <sub>T</sub>				DCO <sub>MESMES</sub>		DCO <sub>N/AVES</sub>		NTCOOCO <sub>T</sub>		P <sub>T</sub> /DCO <sub>T</sub>	P <sub>T</sub>	N	DCO <sub>T</sub>	Notes
	Att.	Eff.	Att.	Eff.	Att.	Eff.	Att.	Eff.	Att.	Eff.	Att.	Eff.	Att.	Eff.	Att.	Eff.	mg O <sub>2</sub> / L.h	%	%	%			
Tableau C-2.1: Temp-2h 8°C (suite)																							
34	0.61	0.63	0.45	0.38	0.27	0.53	0.48	0.36	0.30	0.84	0.86	2.3	2.1	9%	1.5%	+	102%	100%	98%	11			
36	0.61	0.61	0.43	0.43			0.38	0.38	0.38	0.85	0.86	2.5	2.8	10%	1.6%	6	94%	100%	92%				
37										0.90	0.90	2.3	2.9	10%	1.6%	12	97%	100%	93%	12			
38	0.65	0.46								0.94	0.93	2.5	3.7	9%	1.5%	14	102%	100%	1112%				
39	0.69	0.47								0.52	0.38	0.91	0.89	2.1	2.6	11%	1.7%	10	94%	100%	87%		
41	0.64	0.49								0.52	0.38	0.91	0.89	3.3	2.1	10%	1.6%	20	91%	101%	86%		
42	0.67	0.44	0.43	0.43	0.23	0.80	0.81	0.51	0.42	1.02	0.91	2.7	2.1	11%	1.8%	18	98%	102%	90%				
45	0.67	0.42	0.35	0.19	0.87	0.78	0.45	0.35	0.89	0.90	0.29	2.9	2.2	12%	1.7%	16	122%	113%	108%				
Moy.	0.64	0.48	0.39	0.24	0.70	0.59	0.43	0.29	0.89	0.89	2.5	2.5	10%	1.6%	14	100%	102%	97%					
E.T.	0.03	0.03	0.04	0.04	0.15	0.18	0.07	0.05	0.06	0.02	0.4	0.5	1%	0%	6	10%	5%	9%					
Tableau C-2.2: Temp-2h 18°C (suite)																							
34	0.61	0.43								0.84	0.87	2.3	2.4	9%	1.5%	10	98%	100%	95%	11			
36	0.61	0.37	0.38	0.29	0.53	0.40	0.36	0.31	0.84	0.87	2.5	2.7	10%	1.6%	18	92%	101%	93%					
37	0.61	0.43							0.38	0.19	0.88	0.88	2.3	1.9	10%	1.6%	22	98%	102%	87%			
38	0.65	0.26							0.93	0.92	2.5	2.8	9%	1.5%	24	100%	103%	108%					
39	0.69	0.43							0.52	0.26	0.91	0.87	2.1	2.0	11%	1.7%	17	106%	108%	97%			
41	0.64	0.61							0.87	0.80	0.89	0.89	3.3	1.4	10%	1.6%	22	84%	102%	76%			
42	0.67	0.59	0.43	0.22	0.80	0.63	0.87	0.23	0.17	0.89	0.89	2.7	4.4	11%	1.8%	25	85%	106%	82%	13			
45	0.67	0.62	0.35	0.04	0.87	0.44	0.45	0.03	0.88	0.88	2.9	4.0	12%	1.7%	42	154%	144%	148%	13				
Moy.	0.64	0.44	0.39	0.26	0.70	0.59	0.38	0.24	0.88	0.89	2.3	1.9	10%	1.6%	23	101%	107%	97%					
E.T.	0.03	0.13	0.04	0.13	0.15	0.13	0.21	0.05	0.25	0.02	0.4	1.0	1%	0%	9	85%	3%	12%					
Tableau C-2.3: Temp-1h 8°C (suite)																							
46	0.70	0.69								0.81	0.83	2.4	2.7	9%	1.5%	0	92%	100%	93%	14			
47	0.71	0.74	0.51	0.66	0.79	0.80	0.57	0.71	0.80	0.82	2.5	2.5	9%	1.5%	0	90%	100%	97%					
49	0.74	0.66						0.59	0.66	0.79	0.81	2.4	2.1	9%	1.5%	7	91%	100%	83%				
50	0.71	0.50						0.78	0.82	2.49	2.47	9%	1.4%	101%	101%	83%							
51	0.68	0.56						0.69	0.48	0.80	0.83	2.8	3.0	8%	1.4%	18	93%	101%	94%				
52	0.57	0.53						0.83	0.83	0.86	0.86	2.1	2.1	8%	1.3%	17	99%	103%	93%				
53	0.56	0.51	0.30	0.29	0.93	0.92	0.50	0.52	0.88	0.88	1.8	1.9	9%	1.5%	4	93%	100%	96%					
54	0.40	0.34						0.84	0.87	2.3	2.2	8%	1.3%	4	111%	109%	106%	16					
56	0.31	0.32						0.86	0.86	0.86	0.86	2.2	2.2	8%	1.4%	3	99%	101%	93%				
58	0.45	0.36	0.20	0.11	0.90	0.84	0.41	0.25	0.94	0.88	1.6	2.0	10%	1.6%	3	107%	103%	116%					
59	0.45	0.38	0.26	0.22	0.81	0.87	0.48	0.52	0.94	0.87	1.9	1.8	10%	1.6%	6	99%	100%	109%					
Moy.	0.60	0.45	0.49	0.32	0.72	0.76	0.59	0.53	0.84	0.85	2.2	2.7	9%	1.4%	6	96%	101%	98%					
E.T.	0.15	0.15	0.13	0.24	0.07*	0.05	0.10	0.16	0.05	0.03	0.3	0.3	1%	0%	6	7%	3%	9%					
Tableau C-2.4: Temp-1h 18°C (suite)																							
46	0.70	0.69								0.81	0.82	2.4	2.3	9%	1.5%	3	94%	101%	97%	14			
47	0.71	0.46	0.51	0.54	0.79	0.76	0.57	0.88	0.80	0.83	2.5	2.9	9%	1.5%	4	90%	101%	80%					
49	0.74	0.44						0.59	0.83	0.79	0.87	2.4	1.6	9%	1.5%	8	123%	104%	102%				
50	0.71	0.58						0.78	0.78	2.49	3.4	9%	1.4%	10	97%	101%	89%						
51	0.68	0.49						0.69	0.70	0.80	0.83	3.5	3.6	8%	1.4%	20	96%	103%	86%	15			
52	0.57	0.43						0.83	0.83	0.88	2.1	2.2	8%	1.3%	24	88%	103%	87%					
53	0.56	0.42	0.30	0.21	0.93	0.94	0.50	0.46	0.88	0.89	1.8	1.9	9%	1.5%	10	92%	102%	98%					
54	0.40	0.39						0.84	0.85	2.3	2.6	8%	1.3%	15	85%	104%	85%	16					
56	0.31	0.41						0.86	0.87	2.2	1.8	8%	1.4%	22	97%	114%	9%						
58	0.45	0.39	0.20	0.25	0.90	0.75	0.41	0.49	0.88	0.87	1.6	2.2	10%	1.6%	9	95%	105%	109%					
59	0.45	0.38	0.26	0.34	0.81	0.93	0.48	0.82	0.86	0.88	1.9	1.9	10%	1.6%	18	116%	110%	88%					
Moy.	0.60	0.43	0.49	0.45	0.72	0.70	0.59	0.73	0.84	0.85	2.2	2.8	9%	1.4%	13	97%	104%	91%					
E.T.	0.15	0.06	0.13	0.07	0.10	0.10	0.18	0.04	0.03	0.3	0.4	1%	0%	7	12%	4%	8%						

Temps (jours)	Données brutes (mg/L)												Notes															
	DCO <sub>T</sub>				DBO <sub>T</sub>				MES				NTK				NH <sub>4</sub>				NO <sub>x</sub>				P <sub>T</sub>			
	Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff	Aff	Eff		
<b>Tableau C-3.1: FPB-a - Réacteur bactérien</b>																												
96	476	465	397	325	246	255	215	161	45	76	38	62	29	23	21	0.0	0.0	7.1	6.9	6.0	6.0	17.18						
99	494	446	403	390	384	401	287	212	49	101	43	86	30	34	22	0.0	0.1	7.2	8.1	6.1	5.7	18-20						
101	455	375	363	252	295	285	177	49	81	40	69	29	30	29	27	0.0	0.0	7.2	7.6	8.4	6.5	18						
103	267	233	192	139	174	126	105	71	44	51	36	42	18	18	17	18	0.0	0.1	2.3	2.2	1.7	1.2						
106	606	526	495	397	458	465	409	289	69	104	57	92	22	22	16	11	0.0	0.1	4.0	4.0	2.7	1.9						
108	417	319	273	184	190	194	138	69	74	60	61	27	28	19	16	0.0	0.1	6.0	6.0	6.0	5.0	4,2	18, 21					
110	532	490	414	332	347	367	66	80	53	65	21	22	13	13	0.0	0.1	6.0	6.0	2.8	4.8	4.2	1.8						
111	312	289	209	181	325	289	249	174	57	81	48	68	26	26	20	18	0.0	0.1	5.1	5.1	4.6	3.9						
Moy.	445	393	343	264	325	289	249	174	57	81	48	68	26	26	20	18	0.0	0.1	5.1	5.1	4.6	3.9						
E.T.	112	105	107	90	124	127	103	73	12	16	9	15	4	5	5	5	0.0	0.0	2.0	2.3	2.3	2.1						
<b>Tableau C-3.2: FPB-b - Réacteur bactérien</b>																												
114	767	658	515	371	515	379	411	257	143	208	115	170	34	35	18	14	0.0	0.0	9.4	9.8	5.4	4.3	18, 22, 23					
116	505	376	323	219	236	148	149	71	105	105	87	88	35	31	22	19	0.1	0.0	8.0	7.2	5.8	4.6						
119	380	250	254	98	155	123	217	33	78	95	65	81	35	35	28	24	0.0	0.0	8.4	8.2	6.8	5.3						
121	351	255	221	133	237	210	162	62	77	63	80	38	37	29	27	0.3	0.0	9.2	9.2	6.2	5.2	18, 23						
123	327	249	189	82	232	149	111	26	82	111	73	95	40	38	23	23	0.0	0.0	9.8	9.3	6.7	6.5	18					
124	317	278	206	108	215	197	242	80	24	107	101	74	86	39	54	21	23	0.0	0.0	9.4	14,0	6.6	6.7	18, 25				
125	315	403	153	74	197	242	80	24	107	237	89	262	39	54	21	23	0.0	0.0	9.0	8.3	8.1	6.4	18					
129	303	489	156	75	162	144	79	25	90	99	82	86	36	37	25	25	0.0	0.0	9.0	5.2	5.5	3,9	3,3					
131	314	516	169	92	183	151	105	37	80	96	73	81	31	29	23	21	0.0	0.0	8.5	8.1	6,1	5,4						
Moy.	400	344	243	139	244	184	164	67	94	114	80	96	36	35	24	22	0.1	0.0	8.5	8.1	6,1	5,4						
E.T.	151	161	115	98	115	105	110	19	21	39	16	30	3	3	4	4	0.1	0.0	1,5	1,4	1,1	1,2						
<b>Tableau C-3.3: FPB-c - Réacteur bactérien</b>																												
135	413	315	261	138	210	155	120	43	76	91	68	83	20	19	13	10	0.2	0.0	4,0	2,2	0,7	0,0	26-27					
137	505	498	374	313	375	353	242	190	94	98	78	89	19	20	8	7	0.0	0.0	2,3	2,4	0,2	0,0						
141	432	366	321	241	355	228	170	74	81	74	74	20	18	10	9	0,1	0,0	2,4	2,2	0,8	0,2							
143	552	505	416	305	285	248	208	138	66	108	61	97	18	18	7	5	0,1	0,0	2,4	2,5	0,4	0,0						
148	403	312	298	159	337	182	207	80	51	86	44	78	18	17	10	8	0,0	0,0	2,3	2,3	0,9	0,0						
149	436	323	316	158	325	200	200	59	86	99	79	15	16	11	5	0,1	0,1	5,9	5,6	3,7	1,9							
150	497	356	357	135	395	220	220	73	65	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3,1-3,2						
151	410	389	316	110	291	243	221	62	54	183	38	455	23	29	17	12	0,0	0,0	6,2	7,9	3,9	1,9	28					
Moy.	461	383	332	195	311	232	204	110	68	105	62	83	19	20	11	8	0,1	0,0	3,6	3,6	1,5	0,6						
E.T.	61	78	48	80	49	60	43	58	14	36	12	9	2	4	3	2	0,1	0,0	1,8	2,2	1,6	0,9						
<b>Tableau C-3.4: FPB-d - Réacteur bactérien</b>																												
152	633	585	389	300	365	377	245	137	246	240	182	182	21	20	11	10	0,0	0,0	4,4	4,2	0,4	0,0	29-30					
153	818	739	533	470	445	196	250	442	309	312	231	240	35	34	22	23	0,0	0,1	14,3	14,5	5,0	6,4						
155	735	745	374	326	445	196	250	442	315	274	231	209	35	31	12	16	0,0	0,1	14,4	12,4	6,5	6,4						
158	738	597	375	253	344	178	82	369	723	266	519	37	52	18	16	0,0	0,0	11,8	16,9	4,1	2,5	13,31-33						
160	668	682	245	115	313	444	178	82	369	393	346	290	36	34	13	14	0,4	0,1	9,9	10,7	4,4	2,9						
162	773	685	345	267	469	398	232	174	385	304	288	240	33	26	12	7	0,2	0,1	11,9	9,1	5,1	1,7						
165	736	494	325	135	355	287	159	141	194	383	472	275	415	44	34	16	11	0,1	0,0	11,0	9,0	2,8	1,2	13,31-32,35				
168	692	996	287	213	418	194	345	140	249	108	33	18	12	8	0,0	0,1	11,1	5,8	2,8	1,8	13							
169	787	1065	314	318	70	445	196	250	442	315	274	231	209	35	31	12	8	0,0	0,1	11,1	5,8	2,8	1,8					
172	662	277	318	70	445	196	250	442	315	274	231	209	35	31	12	8	0,0	0,1	11,1	6,6	1,1	0,1						
174	535	437	212	109	284	187	118	34	295	296	219	226	27	25	11	7	0,0	0,0	10,2	9,2	3,4	2,6	13,36					
176	490	235	187	50	293	110	129	22	272	121	206	165	25	16	11	7	0,0	0,1	10,2	9,2	3,4	2,6						
Moy.	692	533	325	206	372	149	192	90	327	333	241	252	31	29	14	12	0,1	0,1	10,2	9,2	3,4	2,6						
E.T.	99	207	92	123	76	138	54	135	58	172	40	123	6	11	4	5	0,1	0,0	3,3	4,5	2,6	2,4						

Temps (jours)	Enlèvement				Matière organique				Azote et phosphore				Production de biomasse						
	DCC <sub>f</sub>		DCOf		DBOf		NTK		NH <sub>4</sub>		NO <sub>x</sub>		P <sub>T</sub>		o-PO <sub>4</sub>		Dispersée		Fixée
	mg MVE/1	% augment.	mg MVE/1	% augment.	mg MVE/1	% augment.	mg MVE/1	% augment.	mg MVE/1	% augment.	mg MVE/1	% augment.	mg MVE/1	% augment.	mg MVE/1	% augment.	DCOf	Notes	
<b>Tableau C-3.1: FPB-a - Réacteur bactérien (suite)</b>																			
96	2%	13%	-4%	25%	23%	1%	-14%	7%	0,0	4%	-1%	0,0	15%	24	63%	48	17,18		
100	10%	25%	-4%	26%	25%	1%	-14%	9%	0,1	-13%	7%	0,0	100%	43	100%	49	18-20		
101	18%	31%	-4%	30%	38%	5%	-5%	9%	0,0	-5%	23%	0,0	29	73%	46	18			
103	13%	28%	-2%	28%	33%	2%	-2%	-0,1	4%	31%	6	17%	35	61%	27				
106	13%	20%	-1%	29%	29%	2%	-1%	31%	0,1	0%	28%	0,0	35	61%	61				
108	23%	32%	-2%	29%	29%	2%	-1%	33%	0,1	0%	15%	1	2%	42	42	18, 21			
110	8%	20%	-1%	29%	29%	1%	-1%	11%	0,1	54%	1,5%	1,5%	17	31%	53	18			
111	7%	13%	-1%	29%	30%	3%	-4%	3%	-0,1	-7%	16%	12	24%	31	21				
<b>Tableau C-3.2: FPB-b - Réacteur bactérien (suite)</b>																			
May:	1,2%	23%	11%	30%	-3%	10%	-0,1	5%	14%	21	44%	44							
E.T.	7%	7%	1%	5%	5%	10%	3%	21%	11%	14	33%	11							
<b>Tableau C-3.3: FPB-c - Réacteur bactérien (suite)</b>																			
114	14%	28%	29%	37%	-1%	24%	0,0	-5%	20%	21%	21%	55	32%	38	18, 22-23				
116	26%	32%	4,2%	55%	55%	11%	15%	0,1	10%	2%	22%	16	25%	25	18, 23				
119	34%	61%	21%	85%	85%	0%	15%	0,0	2%	18%	17	28%	18	18, 24					
121	27%	40%	3,4%	62%	62%	1%	9%	0,3	4%	5%	3%	22	30%	16	18, 23				
123	24%	57%	3,6%	76%	76%	5%	0%	0,0	5%	12	16%	17		17					
124	18%	48%	-69%	70%	-38%	-11%	0,0	-59%	-2%	-63	6,5%	6,5%	16	18, 25					
125	-3,18%	52%	-69%	69%	-2%	2%	0,0	2%	1%	4	5%	5%	15	15					
129	-5,8%	53%	-5%	65%	65%	8%	10%	0,0	-5%	4,6%	8	11%	16						
131	-6,4%	46%	18%	24%	59%	4%	8%	0,0	4%	12%	16	20%	20						
May:	1,4%	43%	11%	36%	15%	7%	11%	0	22%	2%	8	12%	8						
E.T.	7%	11%	3,6%	15%	15%	7%	11%	0	22%	2%	8	12%	8						
<b>Tableau C-3.4: FPB-d - Réacteur bactérien (suite)</b>																			
135	24%	47%	26%	64%	3%	27%	0,2	44%	97%	97%	15	22%	21	26-27					
137	9%	16%	1%	21%	-7%	12%	0,0	-8%	8%	11	15%	27							
141	15%	25%	24%	34%	8%	16%	0,1	10%	8%	6	9%	22							
143	9%	27%	13%	34%	0%	27%	0,1	-7%	91%	36	60%	28							
148	23%	47%	46%	61%	1%	21%	0,0	-1%	98%	34	76%	20							
149	26%	50%	3,8%	59%	-7%	53%	0,1	5%	48%	79	62%	22							
150	28%	62%	3,2%	72%	-26%	30%	0,0	-27%	52%	440	54%	25%	25						
151	5%	65%	17%	72%	-26%	30%	0,0	-27%	52%	440	54%	25%	21	28					
May:	17%	41%	25%	46%	-4%	27%	0,0	1%	62%	22	35%	23							
E.T.	9%	18%	13%	21%	11%	13%	0	22%	21%	27	29%	3							
<b>Tableau C-3.5: FPB-e - Réacteur bactérien (suite)</b>																			
152	10%	23%	2%	44%	5%	16%	0,0	6%	72%	-1	0%	65	29-30						
153	10%	12%	56%	26%	1%	-1%	0,1	2%	20%	-	-1%	82							
155	-1%	13%	56%	12%	-34%	-0,1	14%	2%	-43%	-24	4%	74							
158	-19%	33%	15%	25%	6%	-7%	0,3	-8%	33%	-34	-10%	74							
160	-4,8%	53%	-42%	54%	-40%	11%	0,0	-43%	40%	253	95%	67							
162	23%	15%	25%	22%	-40%	0,0	23%	0,0	-45%	-58	-12%	77							
165	35%	58%	0%	34%	-150%	34%	0,1	18%	56%	440	-20%	76							
168	-4,4%	44%	32%	45%	-30%	30%	0,0	-27%	52%	440	54%	25%	23	28					
169	-5,5%	32%	12%	45%	-30%	30%	0,0	-48%	34%	85	31%	79							
May:	58%	49%	34%	71%	7%	36%	0,0	10%	89%	-14	-36%	66							
E.T.	18%	62%	83%	39%	37%	0,0	50%	89%	6	3%	54								
May:	52%	71%	60%	53%	8%	5%	0,0	25%	77%	11	-49%	49							
E.T.	23%	37%	30%	23%	23%	2%	0,0	27%	77%	11	11%	69							
May:	20%	22%	10%	17%	17%	1%	0,0	27%	77%	11	11%	69							

Temps échant. E.T.	Rapports												Bilan de masse							
	DCO <sub>T</sub> /DCO <sub>T</sub>			DBO <sub>T</sub> /DBO <sub>T</sub>			DBO <sub>T</sub> /DCO <sub>T</sub>			MVE/MVES			DCO <sub>T</sub> /DCO <sub>T</sub>			NTK/DCO <sub>T</sub>			P <sub>T</sub> /DCO <sub>T</sub>	N/DCO <sub>T</sub>
	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	Aff	P <sub>T</sub>	N	
<b>Tableau C-3.1 : FPB-a - Réacteur bactérien (suite)</b>																				
96	0.83	0.70	0.87	0.63	0.52	0.35	0.54	0.49	0.84	0.82	2.1	2.3	6%	1.5%	10	106%	108%	112%	17.18	
99	0.82	0.67	0.75	0.53	0.58	0.38	0.90	0.71	0.70	0.89	2.1	1.7	6%	1.4%	10	123%	107%	104%	18.20	
101	0.80	0.67	0.67	0.60	0.93	0.79	0.70	0.85	0.85	2.3	1.8	6%	1.6%	10	116%	110%	104%	18		
103	0.72	0.59	0.61	0.56	0.65	0.54	0.55	0.51	0.82	0.82	2.1	2.2	7%	0.9%	10	108%	110%	105%		
106	0.62	0.76	0.89	0.62	0.76	0.58	0.83	0.73	0.83	0.88	1.9	1.4	4%	0.7%	10	110%	107%	100%		
108	0.65	0.58	0.44	0.71	0.46	0.61	0.71	0.75	0.87	0.82	2.4	2.2	6%	1.4%	10	104%	107%	91%	18.21	
110	0.78	0.68	0.68	0.68	0.68	0.68	0.79	0.86	0.86	0.86	2.2	2.2	5%	1.1%	10	54%	107%	108%	8	
111	0.67	0.63	0.77	0.77	0.60	0.73	0.74	0.72	0.66	0.81	2.0	1.7	7%	0.9%	10	117%	106%	103%	21	
Moy.	0.77	0.67	0.77	0.60	0.73	0.74	0.72	0.66	0.83	0.84	2.1	1.9	6%	1.2%	10	105%	108%	103%		
E.T.	0.67	0.66	0.67	0.66	0.66	0.66	0.68	0.70	0.80	0.80	2.2	2.2	7%	0%	0	6%	1%	7%		
<b>Tableau C-3.2 : FPB-b - Réacteur bactérien (suite)</b>																				
114	0.67	0.56	0.77	0.68	0.59	0.46	0.52	0.39	0.46	0.52	2.1	1.8	7%	1.6%	10	110%	103%	91%	18.22.23	
116	0.64	0.53	0.58	0.48	0.51	0.39	0.49	0.85	0.34	0.83	2.1	1.9	9%	2.2%	10	103%	103%	83%	18.23	
119	0.67	0.39	1.40	0.27	0.41	0.41	0.73	0.67	0.73	0.77	2.1	1.5	11%	2.6%	10	101%	103%	76%	18.24	
121	0.63	0.52	0.63	0.36	0.64	0.71	0.60	0.59	0.52	0.89	1.9	1.8	12%	3.0%	10	100%	101%	87%	18.23	
123	0.58	0.33	0.48	0.18	0.73	0.71	0.60	0.59	0.52	0.89	0.86	1.9	1.7	12%	10	101%	101%	87%	18	
124	0.61	0.39	0.42	0.41	0.64	0.64	0.63	0.33	0.52	0.52	0.85	0.85	1.8	2.0	10	464%	442%	334%	18.25	
125	0.49	0.62	0.41	0.42	0.63	0.63	0.53	0.36	0.51	0.33	0.91	0.88	1.8	3.7	12%	20	103%	104%	85%	18
129	0.51	0.16	0.49	0.15	0.53	0.53	0.51	0.29	0.62	0.40	0.91	0.85	2.0	5.2	10%	1.7%	19	110%	104%	
131	0.54	0.18	0.57	0.24	0.58	0.58	0.57	0.29	0.62	0.40	0.91	0.85	2.0	5.2	10%	3%	4	5%	1%	
Moy.	0.61	0.40	0.67	0.36	0.61	0.54	0.68	0.48	0.85	0.84	2.0	2.1	9%	2.1%	12	101%	103%	97%		
E.T.	0.67	0.16	0.32	0.19	0.11	0.14	0.14	0.13	0.04	0.02	0.1	0.2	3%	1%	4	5%	1%	6%		
<b>Tableau C-3.3 : FPB-c - Réacteur bactérien (suite)</b>																				
135	0.63	0.44	0.57	0.28	0.51	0.49	0.46	0.31	0.90	0.91	2.2	2.1	5%	1.0%	14	61%	103%	88%	26.27	
137	0.69	0.63	0.65	0.54	0.69	0.71	0.65	0.61	0.83	0.83	2.2	2.1	3%	0.4%	13	113%	102%	101%		
141	0.74	0.66	0.68	0.59	0.78	0.70	0.71	0.62	0.91	0.91	1.6	1.7	5%	0.6%	14	92%	102%	96%		
143	0.75	0.60	0.73	0.59	0.56	0.52	0.49	0.50	0.45	0.93	2.2	2.1	3%	0.4%	15	112%	103%	102%		
148	0.74	0.51	0.61	0.44	0.84	0.58	0.69	0.50	0.86	0.90	2.4	2.0	4%	0.6%	20	106%	103%	93%		
149	0.72	0.49	0.72	0.44	0.75	0.62	0.62	0.53	0.83	0.92	2.4	2.1	3%	1.3%	15	100%	103%	86%		
150	0.72	0.38	0.65	0.62	0.65	0.62	0.70	0.56	0.89	0.92	2.2	2.1	6%	1.5%	10	132%	103%	105%		
151	0.77	0.28	0.76	0.25	0.71	0.62	0.70	0.56	0.71	0.84	2.5	1.8	6%	1.5%	10	132%	103%	105%		
Moy.	0.72	0.51	0.56	0.48	0.67	0.61	0.61	0.57	0.91	0.79	2.1	2.3	4%	0.8%	14	104%	103%	94%		
E.T.	0.64	0.13	0.37	0.15	0.12	0.08	0.11	0.12	0.07	0.03	0.3	0.2	1%	0%	3	22%	1%	7%		
<b>Tableau C-3.4 : FPB-d - Réacteur bactérien (suite)</b>																				
152	0.60	0.51	0.64	0.36	0.59	0.64	0.63	0.46	0.74	0.76	1.4	1.6	3%	0.7%	-	104%	106%	-	26.30	
153	0.65	0.64	0.56	0.23	0.61	0.26	0.67	4.44	0.75	0.77	1.6	1.7	5%	1.9%	12	112%	107%	115%	31	
155	0.51	0.44	0.46	0.46	0.53	0.53	0.53	0.74	0.76	0.76	1.6	1.6	5%	2.0%	15	96%	104%	95%	31	
158	0.37	0.42	0.48	0.47	0.45	0.73	0.71	0.72	0.72	0.74	1.6	1.7	6%	1.8%	15	148%	103%	162%	13, 31-33	
160	0.45	0.39	0.49	0.44	0.61	0.58	0.67	0.65	0.74	0.74	1.5	1.6	5%	1.1%	20	118%	103%	104%	3, 32	
162	0.43	0.27	0.53	0.53	0.53	0.53	0.53	0.75	0.76	0.76	1.5	1.6	4%	1.6%	25	92%	105%	104%	31, 32, 34	
165	0.41	0.46	0.46	0.46	0.46	0.46	0.46	0.71	0.76	0.76	1.5	2.0	2%	1.6%	25	92%	104%	163%	13, 31-35	
169	0.40	0.20	0.46	0.53	0.62	0.72	0.76	1.7	2.4	2.4	30	107%	63%	60%	40	100%	105%	107%	13, 31-32	
172	0.48	0.25	0.25	0.41	0.18	0.53	0.43	0.55	0.31	0.72	1.4	1.9	5%	1.7%	40	107%	64%	68%	13	
174	0.40	0.25	0.25	0.44	0.20	0.60	0.47	0.69	0.44	0.76	1.5	1.5	5%	1.4%	40	100%	105%	107%		
176	0.38	0.21	0.44	0.44	0.54	0.54	0.54	0.59	0.44	0.73	1.5	1.8	5%	1.2%	49	60%	107%	78%	13, 36	
Moy.	0.47	0.39	0.52	0.60	0.54	0.28	0.59	0.44	0.64	0.75	1.5	1.3	5%	1.5%	27	100%	105%	95%	18%	
E.T.	0.09	0.14	0.08	0.13	0.05	0.13	0.06	0.17	0.01	0.03	0.1	0.3	1%	0%	12	20%	1%	1%		

Temps (jours)	Données brutes affluent et effluent final (mg/L)												Données brutes affluent et effluent final (mg/L)																
	DCO <sub>r</sub>				DCO <sub>c</sub>				MUVES				NTK				NH <sub>4</sub>				NO <sub>x</sub>				P <sub>r</sub>				
	Aff	T	FPB	Aff	T	FPB	Aff	T	FPB	Aff	T	FPB	Aff	T	FPB	Aff	T	FPB	Aff	T	FPB	Aff	T	FPB	Aff	T	FPB	Notes	
<b>Tableau C-4.1: FPB-a - Boues activées</b>																													
96	476	63	444	397	43	33	246	24	78	38	18	24	29.0	3.5	7.7	23.0	0.3	0.5	0	0.8	4.6	7.1	4.0	6.8	6.0	3.6	5.1	18,52,53	
98	485	50	70	25	43	19	43	25	19	25	17	24	29.8	4.4	3.6	21.8	0.3	0.5	0	0.8	3.3	7.2	4.9	5.0	6.1	4.4	4.9	18,54	
99	494	48	42	403	16	23	384	20	21	43	42	17	12	28.6	3.2	5.5	29.1	0.5	0.6	0	0.8	5.9	7.2	5.4	5.9	8.4	5.5	5.5	18
100	384	63	66																										
101	455	48	87	363	35	33	424	14	31	40	10	30	26.6	3.2	5.5	29.1	0.5	0.6	0	0.8	5.9	7.2	5.4	5.9	8.4	5.5	5.5	18	
103	267	57	70	192	30	174	27	75	36	16	27	14	34.7	9.4	7.4	27.6	0.1	0.5	0	0.4	4.1	4.0	2.3	4.5	7.0	2.0	2.9	35	
106	606	44	59	495	30	27	458	19	44	57	14	14	22.4	3.3	4.4	15.6	0.2	0.4	0	0.3	4.5	4.0	1.5	1.6	2.7	1.2	1.1		
108	417	59	59	273	41	44	190	13	7	60	16	10	26.9	4.3	3.4	18.9	0.5	0.6	0	0.5	5.2	5.0	6.0	3.8	5.0	3.7	3.5	18,56,57	
110	532	57	59	414	33	30	54	24	15	29.2	4.1	3.8	20.9	0.4	0.6	0	0.5	2.5	3.0	6.0	4.1	3.3	4.8	3.7	3.5	18			
111	512	67	58	209	32	30	325	18	38	47	19	18	25.7	3.6	5.0	20	0.4	0.6	0	0.3	4.0	5.3	3.9	4.4	4.6	3.2	3.6		
Moy.	443	55	63	343	32	30	325	13	7	53	18	21.3	2.6	2.7	13.2	0.6	0.8	0	0.2	2.0	2.0	1.9	2.3	2.3	2.3	2.3	38		
E.T.	101	8	12	107	9	7	118	6	39	9	5	6	4.4	0.6	2.4	4.9	0.1	0.1	0.0	1.6	1.2	2.0	1.4	1.6	2.3	1.4	1.5		
<b>Tableau C-4.2: FPB-b - Boues activées</b>																													
114	767	50	55	515	32	38	535	5	11	115	10	11	33.9	3.7	4.0	18.4	0.0	0.0	0	0.0	7.8	6.0	9.4	5.9	5.8	5.4	5.3	18,25,59,61	
116	505	76	64	321	57	52	256	7	6	87	11	9	34.6	4.1	3.7	21.9	0.1	0.1	0	0.0	13.0	14.3	8.0	6.8	6.3	6.3	6.2	18,23	
119	380	70	445	254	48	54	155	14	23	65	14	22	35.4	4.5	3.2	27.6	0.1	0.5	0	0.0	16.1	19.4	3.4	7.7	8.5	7.8	7.5	18,62	
121	351	58	83	221	41	46	257	31	63	8	15	31.6	2.9	3.9	29.4	0.1	0.2	0.3	16.1	18.3	9.2	8.1	7.9	7.5	7.7	7.0	18,23		
123	327	56	69	189	39	40	232	13	14	73	11	14	40.0	3.0	3.8	23.1	0.0	0.0	0	0.0	24.8	27.6	9.8	8.2	7.7	7.6	6.8	18	
124	337	49	71	206	35	43	215	13	19	74	9	12	39.3	3.5	4.7	21.2	0.0	0.0	0	0.0	25.4	28.8	9.4	8.6	9.1	6.6	8.0	7.7	18
125	315	28	77	153	25	19	197	14	23	89	12	15	39.3	3.5	4.7	21.2	0.0	0.0	0	0.0	25.4	28.8	9.4	8.6	9.1	6.6	8.0	7.7	18
129	303	74	81	156	61	52	162	12	19	82	11	13	36.0	3.7	3.8	25.4	0.0	0.2	0	0.0	26.7	27.8	8.3	7.6	7.3	6.4	7.5	7.2	18
131	315	75	493	169	62	69	183	17	16	73	8	11	44.0	2.1	5.4	23.0	0.0	0.1	0	0.0	24.1	25.6	5.2	6.5	6.4	3.9	6.0	5.8	
Moy.	400	60	71	243	44	46	244	13	18	80	10	14	38	3.4	4.1	23.8	0.0	0.1	0	0.1	19.3	21.0	8.5	7.4	6.1	6.9	6.7		
E.T.	151	16	10	115	13	14	115	5	7	16	2	4	3.4	0.7	0.7	3.6	0.0	0.0	0	0.1	7.0	8.0	0.9	0.9	1.1	0.9	0.8		
<b>Tableau C-4.3: FPB-c - Boues activées</b>																													
135	413	52	76	261	38	40	44	5	8	68	6	9	20.6	2.5	2.5	13.4	0.1	0.1	0	0.2	4.9	4.7	4.0	2.8	5.6	0.7	2.7	63,64	
137	545	75	102	374	56	69	375	10	13	78	6	13	18.9	2.0	2.5	8.4	0.0	0.0	0	0.0	16.6	23	0.7	1.1	0.3	0.5	0.7		
141	432	46	52	321	37	36	337	12	14	68	7	13	19.8	2.4	2.5	16.4	0.1	0.1	0	0.1	20	2.0	2.4	0.3	0.4	0.8	0.1	0.1	
143	552	44	48	416	26	27	285	4	7	61	9	12	17.9	1.7	2.1	7.3	0.0	0.0	0	0.1	1.6	2.4	0.2	0.3	0.4	0.1	0.1		
148	403	47	35	298	28	27	337	10	11	44	8	13	17.5	2.5	2.2	10.1	0.1	0.1	0	0.0	3.9	5.2	2.3	0.4	0.4	0.9	0.1	63,68	
149	436	61	60	316	37	50	325	12	65	95	14	15	22.5	2.2	2.2	2.0	11.3	0.0	0.0	0	0.1	2.8	6.3	5.9	1.0	4.4	0.8	0.8	
150	497	48	61	357	40	36	325	12	65	95	14	15	22.8	2.5	2.5	17.5	0.3	0.1	0	0.0	4.8	6.8	6.2	4.4	4.4	4.4	4.4	69	
151	410	246	60	316	29	30	291	13	38	1449	17	23	14.3	2.4	2.4	17.8	0.2	0.7	0	0.0	2.7	4.8	2.7	0.5	0.7	0.6	0.3	0.3	
Moy.	461	54	62	332	36	39	325	8	11	59	8	13	18.8	2.2	2.4	11.2	0.1	0.1	0	0.1	2.7	4.8	2.7	0.5	0.7	0.6	0.3	0.3	
E.T.	61	20	48	9	14	30	26	2	2	2.5	0.3	0.3	3.4	0.1	0.1	1.5	2.5	0.7	0.3	0.3	0.4	0.4	0.3	0.4	0.3	0.3			
<b>Tableau C-4.4: FPB-d - Boues activées</b>																													
152	653	36	42	389	23	29	385	2	4	182	10	10	1.7	1.3	1.3	11.5	0.1	0.0	0	0.3	4.3	2.3	4.4	0.2	0.1	0.1	0.0	76,72	
153	818	44	77	533	37	64	449	172	9	8	34.7	1.7	1.6	22.3	0.0	0.0	0	0.5	4.7	4.3	0.3	0.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0		
155	735	38	39	174	29	33	445	6	6	231	10	9	34.7	1.7	1.6	22.3	0.1	0.1	0	0.0	6.8	3.8	14.4	3.9	3.6	6.5	2.9		
158	738	64	55	375	35	48	418	233	10	11	35.1	2.0	1.9	12.0	0.1	0.1	0	0.0	7.2	4.4	1.1	1.1	0.0	0.0	0.0	0.0			
160	668	54	54	245	37	38	313	8	8	266	13	13	36.8	2.4	2.8	17.8	0.2	0.7	0	0.0	7.2	4.4	1.1	1.1	3.3	3.3	3.3		
162	773	49	40	345	28	22	290	18	9	36.1	2.6	2.0	13.4	0.2	0.3	0.4	5.7	0.7	0.9	1.8	1.9	4.4	2.0	1.9	1.1	32			
165	756	65	57	325	39	28	469	5	5	288	19	17	33.0	3.3	2.9	12.3	0.4	0.2	0	0.0	3.8	2.1	1.1	1.1	0.6	0.7	0.7		
168	692	53	56	287	31	26	448	275	15	22																			

Tableau C-4.1: FPB-a - Boues actives (suite)											
May	56	57%	72%	89%	92%	90%	68%	53%	29%	88%	73%
	98	50%	85%	94%	95%	90%	42%	56%	49%	95%	98%
	98	50%	91%	96%	94%	95%	44%	49%	85%	88%	98%
100	101	59%	84%	83%	59%	71%	59%	75%	25%	89%	81%
	99%	89%	91%	97%	91%	97%	59%	56%	49%	98%	98%
	100	101	79%	84%	84%	84%	57%	56%	36%	80%	49%
	103	103	79%	74%	84%	84%	94%	95%	95%	97%	97%
	106	106	93%	94%	95%	96%	75%	75%	81%	90%	98%
	108	108	86%	85%	84%	93%	96%	73%	83%	88%	97%
	110	110	89%	89%	92%	92%	56%	56%	72%	87%	98%
	111	111	79%	81%	89%	90%	97%	97%	98%	98%	94%
Moy.	88%	86%	91%	91%	94%	91%	59%	61%	85%	80%	98%
	7%	4%	4%	4%	12%	21%	3%	1%	1%	2	1
Tableau C-4.2: FPB-b - Boues actives (suite)											
May	114	93%	91%	94%	93%	90%	98%	91%	90%	89%	88%
	116	85%	87%	82%	84%	97%	98%	87%	90%	88%	90%
	116	82%	70%	84%	79%	91%	85%	78%	66%	87%	91%
121	121	83%	76%	82%	79%	91%	88%	87%	91%	90%	90%
	123	83%	78%	79%	79%	94%	94%	85%	85%	86%	91%
124	124	85%	79%	83%	79%	94%	91%	88%	84%	90%	90%
	125	91%	76%	76%	81%	93%	89%	87%	83%	91%	90%
129	131	61%	61%	67%	53%	93%	89%	87%	84%	90%	90%
	131	64%	64%	95%	91%	91%	89%	89%	89%	90%	90%
Moy.	83%	82%	81%	95%	93%	91%	87%	87%	83%	91%	90%
	8%	10%	10%	3%	4%	4%	7%	3%	1%	1%	1%
Tableau C-4.3: FPB-c - Boues actives (suite)											
May	135	87%	82%	86%	85%	98%	96%	91%	87%	87%	101%
	135	86%	81%	85%	82%	97%	96%	92%	83%	90%	100%
	137	89%	89%	89%	97%	96%	90%	86%	86%	87%	100%
141	141	91%	91%	94%	94%	94%	90%	84%	87%	87%	98%
143	143	92%	91%	91%	91%	91%	97%	85%	80%	88%	100%
144	144	88%	91%	91%	91%	97%	82%	70%	85%	92%	99%
149	149	86%	86%	88%	84%	96%	80%	78%	85%	87%	99%
150	150	72%	88%	89%	90%	96%	96%	94%	96%	98%	100%
	151	40%	85%	91%	90%	55%	46%	46%	55%	46%	99%
Moy.	88%	87%	89%	89%	93%	97%	97%	87%	87%	98%	99%
	17%	4%	3%	4%	1%	1%	1%	1%	1%	1%	1%
Tableau C-4.4: FPB-d - Boues actives (suite)											
May	152	94%	94%	94%	93%	100%	99%	95%	95%	92%	94%
	153	95%	94%	91%	93%	90%	95%	95%	96%	96%	97%
	155	95%	95%	92%	91%	99%	96%	95%	95%	96%	96%
158	158	91%	91%	91%	91%	95%	94%	95%	95%	95%	95%
160	160	92%	92%	85%	85%	97%	95%	95%	95%	95%	95%
162	162	94%	94%	92%	94%	92%	94%	94%	94%	94%	94%
165	165	91%	91%	91%	91%	99%	94%	90%	91%	92%	92%
168	168	92%	92%	91%	91%	95%	95%	95%	95%	95%	95%
169	169	93%	89%	86%	86%	95%	95%	88%	88%	88%	88%
Moy.	93%	92%	92%	90%	90%	55%	46%	46%	55%	46%	99%
	174	92%	90%	87%	86%	97%	97%	97%	97%	97%	98%
	174	91%	91%	91%	91%	96%	96%	96%	96%	96%	97%
	176	93%	92%	90%	89%	89%	97%	96%	96%	96%	96%
Moy.	93%	92%	92%	90%	90%	91%	91%	91%	91%	91%	91%

Temps (jours)	Affluent témoin			F/M			TRB			TUO			X			MVE/SAL			Valle			IVB			Xr			Or							
	NTK/DCO <sub>i</sub>	Pv/DCO <sub>i</sub>	%	NTK/DCO <sub>i</sub>	Pv/DCO <sub>i</sub>	%	g DCO/g MVE/SAL	d	mg O <sub>2</sub> /L.h	T	PPB	D	mg MVE/SAL	L	T	PPB	D	mg MVE/SAL	mL	T	PPB	D	T	PPB	D	T	PPB	D	Notes						
	%	%	%	%	%	%	FPPB	T	PPB	T	PPB	D	FPPB	T	PPB	D	FPPB	T	PPB	mL	T	PPB	D	T	PPB	D	T	PPB	D						
<b>Tableau C-4.1: FPB-a - Boues activées (suite)</b>																																			
96	11,8	2,9	11,2	2,7	0,49	0,53	9,9	11,3	20	10	1885	1795	5%	0,80	0,52	1,2	1,2	6783	5583	18%	35%	35%	22,55-56												
98	9,9	1,9	8,5	2,0	0,43	0,43	9,7	9,6	20	10	1927	1900	1%	1,0	1,0	1,0	1,0	6494	5300	18%	35%	35%	22,57												
99	10,0	1,7	10,2	2,6	0,52	0,51	13,5	6,5	20	10	1815	1805	1%	0,84	0,84	1,1	1,0	6494	5200	20%	35%	35%	22												
101	10,5	1,3	14,2	1,7	0,26	0,28	10,3	9,4	20	10	1910	1925	-12%	0,85	1,0	1,0	1,0	6494	5100	21%	40%	35%	22												
103	10,6	4,9	4,7	0,9	0,53	0,51	10,1	12,7	20	10	2290	2050	10%	0,88	0,91	1,2	1,1	137	7440	6600	11%	50%	40%												
106	10,8	14,1	14,3	3,1	0,52	0,59	3,0	3,4	20	10	1685	1820	8%	0,90	0,89	1,0	1,0	6694	5259	21%	50%	40%	22,59-60												
110	11,1	5,4	9,2	0,9	0,55	0,53	5,7	4,4	20	10	1715	1905	-11%	0,89	0,87	1,5	1,5	6694	5259	21%	40%	40%	22												
Moy.	8,7	1,8	10,3	2,0	0,44	0,44	9,3	7,9	20	10	1898	1930	-2%	0,86	0,85	1,2	1,1	171	145	6309	5456	20%	41%	37%											
3,5	0,9	3,4	0,9	0,12	0,11	3,1	3,1	0	0	349	281	8%	0,04	0,03	0,6	0,6	11	553	483	4%	6%	3%													
<b>Tableau C-4.2: FPB-b - Boues activées (suite)</b>																																			
114	6,6	4,8	9,4	3,6	0,46	0,46	7,6	7,4	14	10	2440	2440	0%	0,84	0,85	1,4	1,4	6694	5259	21%	40%	40%	61												
116	13,5	3,1	20,9	4,9	0,32	0,22	16,7	18,2	14	10	2065	2065	-1%	0,87	0,86	1,0	1,0	97	87				22,26												
119	22,8	5,4	28,7	6,7	0,20	0,20	16,1	15,3	14	10	4540	4485	5%	0,84	0,85	1,2	1,2	89	74				22,65												
121	14,6	3,6	21,8	5,2	0,29	0,23	-	-	14	10	4460	4460	0%	0,84	0,86	1,0	1,0	103	84				22,26												
123	25,4	6,2	6,2	0,27	0,24	16,2	15,5	14	10	4660	4220	16%	0,84	0,85	1,0	1,0	103	66				22													
124	7,2	4,2	16,3	4,5	0,30	0,34	24,9	21,4	14	10	1360	980	28%	0,83	0,82	1,0	1,0	119	82				22												
125	19,9	4,8	21,5	4,8	0,30	0,57	23,2	19,3	14	10	1260	975	23%	0,78	0,79	1,0	1,0	105	79				22												
129	22,2	5,1	28	19,3	0,36	0,27	23,3	22,0	14	10	1435	1010	30%	0,82	0,80	1,0	1,0	105	79				22												
131	24,0	4,1	2,8	19,3	0,36	0,27	24,2	21,8	14	10	1392	995	28%	0,82	0,81	0,83	0,83	108	87																
Moy.	19,2	4,2	22,0	5,1	0,32	0,29	0,35	20,2	18,8	14	10	1379	1036	25%	0,83	0,83	1,0	1,0	17	24															
4,2	1,0	1,0	0,02	0,18	0,02	3,8	2,7	0	0	78	104	5%	0,03	0,03	1,7	1,7																			
<b>Tableau C-4.3: FPB-c - Boues activées (suite)</b>																																			
135	6,6	4,9	12,4	4,4	0,41	0,41	24,9	21,7	14	10	1220	915	25%	0,81	0,78	1,0	1,0	115	98				66-67												
137	5,0	0,6	5,7	0,7	0,44	0,52	25,8	19,8	14	10	1485	1145	23%	0,83	0,83	1,0	1,0	101	87																
141	5,9	0,7	7,1	0,9	0,29	0,30	25,3	24,3	14	10	1805	1445	20%	0,88	0,88	1,0	1,0	83	83																
143	6,3	0,8	7,3	1,0	0,36	0,41	25,5	29,8	14	10	1855	1475	20%	0,85	0,85	1,0	1,0	92	88																
148	5,2	0,7	9,5	1,3	0,24	0,25	25,2	22,2	14	10	1990	1505	24%	0,82	0,81	1,0	1,0	103	93				68-71												
149	4,6	4,8	7,9	2,8	0,31	0,37	8+4	8+4	14	10	2405	2495	8%	0,83	0,83	1,0	1,0	106	92																
150	5,1	2,8	4,8	3,6	0,28	0,35	6+3	6+4	14	10	2420	2240	6%	0,84	0,84	1,0	1,0	106	90																
Moy.	5,4	0,7	7,5	1,0	0,32	0,35	25,3	23,5	14	10	1671	1297	22%	0,84	0,83	1,0	1,0	123	88																
0,1	1,4	0,2	0,67	0,10	0,4	0,38	0,10	0,15	9,7	9,2	25	17	2895	2665	8%	0,67	0,70	1,0	1,0	104	106														
152	5,4	1,2	5,3	1,1	0,38	0,34	14,7	9+4	25	17	2555	2555	2%	0,80	0,80	1,0	1,0	169	171																
153	17,6	7,4	0,42	0,43	14,5	14,5	14,9	14,9	25	17	2515	2590	-3%	0,78	0,78	1,0	1,0	179	179																
155	17,8	3,2	0,32	0,47	15,2	15,2	15,7	15,7	25	17	2640	2595	2%	0,79	0,79	1,0	1,0	161	159																
158	11,8	3,8	11,6	3,8	0,32	0,47	11,0	10,8	25	17	3105	3135	-1%	0,73	0,74	1,0	1,0	143	143																
160	11,8	3,8	11,6	3,8	0,32	0,47	11,0	10,8	25	17	3105	3137	-1%	0,73	0,74	1,0	1,0	157	155																
162	7,7	2,1	8,6	2,7	0,34	0,34	25	17	3410	3225	5%	0,74	0,75	1,0	1,0	169	171																		
165	8,4	2,5	11,7	3,5	0,35	0,34	11,9	10,8	25	17	2966	2882	3%	0,74	0,74	1,0	1,0	129	187																
168	2,1	4,3	2,1	0,06	0,13	2,3	2,9	2,9	17	298	310	4%	0,05	0,04	1,0	1,0	177	177																	
169	5,3	2,6	13,2	3,5	0,28	0,28	0,15	0,15	9,7	9,2	8,3	17	3250	3110	4%	0,69	0,69	1,0	1,0	103	206														
172	5,3	2,6	13,2	3,5	0,28	0,28	0,15	0,15	9,7	9,2	8,3	17	3030	3050	1%	0,68	0,70	1,0	1,0	119	204														
176	8,6	2,1	14,1	2,8	0,28	0,28	0,15	0,15	9,7	9,2	8,3	17	2850	2665	8%	0,67	0,70	1,0	1,0	95	188														
Moy.	8,4	2,5	11,7	3,5	0,35																														

Temps (jours)	Xe			Purge			Px boues activées			Px bactéries			Pr système			Yobs		
	T	mg MVE/d	mg MVE/d	T	FPB	D	T	mg MVE/d	mg MVE/d	T	mg MVE/d	mg DCOL	T	mg MVE/d	mg MVE/d	T	PPB	D
<b>Tableau C-4.1: FPB-a - Boues activées (suite)</b>																		
96	378	667	-50%	4437	1269	14%	4844	-3%	48	704	1814	2665	-20%	921	0.46	-14%	22, 55, 56	
98	525	399	24%	1362	1158	15%	1887	1557	21%	715	1887	2272	-17%	0.21	0.26	-26%	22, 57	
99	504	462	8%	2314	1793	23%	2118	2255	25%	49	731	2818	2085	-6%	0.30	0.31	-5%	22
100	357	252	29%	1470	994	32%	1827	1246	47%	706	1827	1946	-6%	0.27	0.29	-8%	22	
101	210	530	-200%	2813	1025	64%	3023	1655	83%	46	673	1023	2228	30%	0.35	0.30	15%	22
103	336	483	-44%	1895	1226	35%	2231	1709	31%	27	231	2104	6%	0.51	0.51	-1%	58	
106	294	294	0%	1690	1850	5%	1984	2144	7%	61	896	1984	3040	-35%	0.17	0.26	-57%	22, 59, 50
108	316	210	38%	5495	5491	0%	5831	5701	2%	42	617	5831	6318	-8%	0.78	0.84	-8%	22, 59, 50
110	504	315	38%	3551	3105	13%	4055	3420	19%	53	787	4055	4207	-4%	0.41	0.42	-6%	22
111	546	368	33%	373	127	12%	919	694	32%	31	461	919	1156	-20%	0.18	0.22	-22%	61
Moy.	120	131	76%	1494	1358	21%	1461	1494	26%	11	5	1461	1614	18%	0.19	0.19	20%	
<b>Tableau C-4.2: FPB-b - Boues activées (suite)</b>																		
114	120	132	-10%	855	855	0%	926	982	-4%	38	324	520	1496	-3%	0.44	0.45	-6%	22, 26, 62, 64
116	132	108	18%	938	1023	-4%	1145	1145	-2%	25	213	1145	1349	-2%	0.22	0.25	-18%	22, 26
119	168	264	-57%	846	720	+2%	947	924	9%	19	61	627	1334	+6%	0.26	0.26	-16%	22, 65
121	96	180	-38%	359	625	14%	844	844	0%	18	148	854	906	-3%	0.24	0.24	-28%	22, 26
123	132	168	-27%	774	628	19%	906	796	12%	16	138	906	934	-3%	0.30	0.30	-8%	22
124	108	144	-33%	442	319	26%	550	463	16%	17	142	550	605	-10%	0.16	0.19	-19%	22
125	144	180	-25%	428	332	23%	572	512	11%	16	133	572	645	-13%	0.17	0.23	-36%	22
129	132	156	-18%	488	308	37%	620	464	25%	15	128	620	592	4%	0.23	0.22	2%	22
131	96	132	-38%	477	328	31%	573	460	20%	16	133	573	593	-4%	0.20	0.23	-17%	
Moy.	125	163	-30%	522	383	27%	647	546	16%	20	169	647	715	-10%	0.16	0.18	-14%	
23	43	30%	143	137	7%	148	145	6%	8	64	148	147	7%	0.05	0.04	14%		
<b>Tableau C-4.3: FPB-c - Boues activées (suite)</b>																		
135	72	108	-30%	421	318	25%	493	426	14%	21	175	493	600	-22%	0.11	0.15	-30%	68, 67
137	72	156	-117%	505	427	15%	577	583	-1%	27	230	577	813	-41%	0.10	0.15	-50%	
141	84	156	-36%	632	444	30%	716	600	16%	22	183	716	782	-9%	0.15	0.17	-11%	
143	108	144	-33%	623	354	43%	731	498	32%	28	233	731	731	0%	0.12	0.12	-1%	
148	96	156	-63%	697	527	24%	793	683	14%	20	170	793	853	-6%	0.19	0.19	-6%	68, 71
149	420	432	-10%	4449	4378	-2%	4464	4564	-3%	22	184	4464	4489	-8%	0.33	0.33	-5%	
150	144	146	85%	4329	4239	4%	4446	4464	4%	25	210	2454	4459	34%	0.55	0.55	-43%	
151	1480	2044	88%	4199	4199	0%	4603	4282	54%	21	173	2493	4455	44%	0.42	0.45	-76%	72
Moy.	92	153	-65%	575	414	28%	667	567	15%	23	195	667	752	-14%	0.14	0.16	-16%	
16	21	32%	111	82	10%	123	99	12%	3	26	123	98	18%	0.03	0.03	20%		
<b>Tableau C-4.4: FPB-d - Boues activées (suite)</b>																		
152	120	120	0%	4404	2446	-2%	4846	2448	-4%	65	552	4546	3840	-8%	0.20	0.38	-47%	71, 75
153	108	96	11%	4599	4599	-8%	4993	4490	-13%	82	691	4933	3482	-6%	0.44	0.25	-6%	75
155	120	108	10%	1346	1259	7%	1466	1367	7%	74	621	1466	1988	-36%	0.18	0.24	-16%	35
158	120	132	-10%	1549	1475	5%	1669	1607	4%	74	624	1669	2231	-34%	0.21	0.27	-32%	35
160	156	156	0%	2111	2174	-3%	2267	2330	-3%	67	565	2267	2894	-28%	0.31	0.39	-28%	35, 76
162	216	108	50%	2353	2225	5%	2369	2333	9%	77	653	2569	2986	-16%	0.30	0.34	-15%	35
165	228	204	11%	2177	2029	7%	2405	2233	7%	76	639	2405	2872	-19%	0.29	0.34	-18%	35, 77
168	180	264	-47%	2141	2124	1%	2321	2388	-3%	69	585	2321	2973	-28%	0.30	0.39	-29%	35
169	186	426	-129%	2892	2768	4%	3078	3194	-4%	79	665	3078	3859	-25%	0.35	0.46	-32%	35, 78
172	180	354	-57%	2379	2327	2%	2559	2681	-5%	66	560	2559	3241	-27%	0.34	0.45	-32%	
174	114	228	-100%	2287	2105	8%	2401	2333	3%	54	452	2401	2786	-16%	0.41	0.48	-19%	
176	109	210	-92%	2094	1841	12%	2303	2051	7%	49	414	2203	2465	-12%	0.40	0.46	-13%	
Moy.	153	200	-31%	2133	2033	5%	2286	2233	2%	69	585	2286	2818	-23%	0.30	0.37	-25%	79
44	105	58%	431	428	4%	456	511	5%	84	84	456	525	8%	0.07	0.08	8%		

**ANNEXE D**  
**RÉSULTATS BRUTS EN FONCTION DU TEMPS**  
**POUR LES ESSAIS DE VALIDATION DU SYSTÈME D'OPÉRATION**  
**DES BOUES ACTIVÉES**

Temps (jours)	Données brutes affluent et effluent final (mg/L)												Notes	
	DCO <sub>T</sub>			DCO <sub>F</sub>			DBO <sub>T-C</sub>			MVES				
	Aff	T1	T2	Aff	T1	T2	Aff	T1	T2	Aff	T1	T2		

Tableau D-1: Essai de validation 1

60	609	117	137	506	91	108	500	60		50	18	20	37-41
63	765	67	113	664	44	63	627			42	14	39	
65	335	46	60	255	44	39	273		25	34	6	13	
67	510	39	55	448	30	49	330	18	29	32	7	10	42-44
Moy.	555	67	91	468	52	65	433	39	27	40	11	21	
E.T.	180	35	40	169	27	31	162	29	3	8	6	13	

Tableau D-2: Essai de validation 2

75	711	127	79	623	103	55		94	10	38	20	68	44-45
77	344	16	27	325	16	10	256	15	24	12	20	20	
80	468	49	56	425	21	23	355	19	24	18	22	22	46-47
82	473	84	103	413	17	50		77	36	12	29	34	18,48
83	532	74	93	492	41	41	327	17	27	18	26	39	18,47,49
84	414	26	100							18	26	39	18
Moy.	490	63	76	455	39	36	313	44	24	19	24	37	
E.T.	125	41	30	111	37	19	51	38	9	9	4	17	

Tableau D-3: Essai de validation 3

88	621	349	304	535	125	129	400	223	230	43	116	89	18,50
89	547	499	489	419	71	88	309	92	66	49	84	56	18
91	440	82	74	366	43	47	445	34	20	43	26	24	18
92	580	67	59	457	26	37	424	23	49	45	33	30	18
93	400	81	89		33					46	26	31	18
94	495	85	87	382	40	39	424	17	49	47	18	33	18,51
Moy.	514	79	77	432	35	41	400	25	39	46	26	30	
E.T.	85	8	14	68	17	24	53	8	17	2	6	4	

Temps (jours)	Données brutes affluent et effluent final (mg/L)												Notes		
	NTK			NH <sub>4</sub>			NO <sub>x</sub>			P <sub>T</sub>			o-PO <sub>4</sub>		
	Aff	T1	T2	Aff	T1	T2	Aff	T1	T2	Aff	T1	T2	Aff	T1	T2

Tableau D-1: Essai de validation 1 (suite)

60														37-41		
63	16,3	3,0	5,3	8,6	0,0	0,0	0,3	0,0	0,0	2,2	0,3	0,8	1,1	0,1	0,2	
65																
67	11,1	2,5	3,3	5,0	0,0	0,0	0,1	0,0	0,0	1,4	0,2	0,3	0,6	0,0	0,0	42-44
Moy.	13,7	2,7	4,3	6,8	0,0	0,0	0,2	0,0	0,0	1,8	0,3	0,5	0,9	0,0	0,1	
E.T.	3,7	0,4	1,4	2,6	0,0	0,0	0,2	0,0	0,0	0,6	0,1	0,4	0,4	0,1	0,1	

Tableau D-2: Essai de validation 2 (suite)

75	9,5	5,0	7,1	4,3	2,3	0,0	0,1	3,0	0,0	1,6	1,4	0,7	0,6	0,9	2,3	44-45	
77	9,9	4,0	4,9	7,8	0,5	1,3	0,2	0,6	0,6	1,3	1,1	1,0	1,2	0,6	0,5		
80	9,9	2,3	3,0	6,0	0,0	0,0	0,3	0,0	0,0	1,2	0,5	0,7	0,9	0,1	0,3	46-47	
82	18,4	4,8	7,8	13,8	0,4	2,4	0,0	0,0	0,0	5,0	1,8	2,5	4,9	1,3	1,8	18,48	
83	18,6	3,4	5,0	11,4	0,1	0,1	0,0	0,0	0,0	5,5	2,8	2,4	4,9	2,2	1,9	18,47,49	
84															18		
Moy.	13,2	3,9	5,5	8,6	0,6	0,8	0,1	0,8	0,1	2,9	1,5	1,5	2,5	1,0	1,1		
E.T.	4,8	1,1	1,9	3,9	0,9	1,1	0,1	1,3	0,3	2,1	0,9	0,9	2,2	0,8	0,8		

Tableau D-3: Essai de validation 3 (suite)

88	33,5	17,5	18,3	23,0	2,8	2,7	0,0	10,4	3,2	8,6	9,0	8,7	7,7	6,5	6,2	18,50	
89	33,8	11,0	13,1	19,3	0,6	4,1	0,0	6,8	3,1	6,1	6,8	6,7	3,6	5,9	5,7	18	
91	28,9	5,6	4,7	16,4	0,4	0,1	0,0	6,0	3,3	3,6	2,8	2,2	2,3	2,2	1,7	18	
92	24,1	6,0	5,6	15,7	0,0	0,0	0,0	2,7	2,7	3,4	2,6	2,0	2,4	1,6	1,2	18	
93																	
94	31,6	4,4	6,5	22,8	0,6	0,4	0,0	5,3	6,9	6,7	4,3	4,8	5,7	4,1	4,1	18,51	
Moy.	30,3	5,3	5,6	19,4	0,3	0,2	0,0	4,7	3,8	5,7	3,2	3,0	4,4	2,6	2,3		
E.T.	4,0	0,8	0,9	3,4	0,3	2,0	0,0	3,2	1,7	2,2	1,0	1,5	2,3	1,3	1,5		

Temps (jours)	Efficacité de traitement du système														Notes	
	DCO <sub>T</sub>		DCO <sub>F</sub>		DBO <sub>T-C</sub>		MVES		NTK		NH <sub>4</sub>		NO <sub>x</sub>			
	T1	T2	T1	T2	T1	T2	T1	T2	T1	T2	T1	T2	T1	T2		

Tableau D-1: Essai de validation 1 (suite)

60	81%	78%	82%	79%	88%		64%	60%							37-41
63	91%	85%	93%	91%			67%	7%	82%	67%	100%	100%	-0,3	-0,3	
65	86%	82%	83%	85%			91%	82%	62%						
67	92%	89%	93%	89%	94%	91%	78%	69%	78%	70%	100%	100%	0,0	0,0	42-44
Moy.	88%	84%	88%	86%	91%	94%	72%	48%	80%	68%	100%	100%	-0,2	-0,2	
E.T.	5%	5%	6%	5%	5%	0%	9%	28%	3%	2%	0%	0%	0,2	0,2	

Tableau D-2: Essai de validation 2 (suite)

75	82%	89%	83%	91%			48%	-81%	47%	25%	47%	100%	2,9	-0,1	44-45
77	95%	92%	95%	97%	94%	91%	-63%	-69%	60%	51%	94%	84%	0,4	0,4	
80	90%	88%	95%	95%	95%	93%	-25%	-22%	77%	70%	100%	100%	-0,3	-0,3	46-47
82	82%	78%	96%	88%			-142%	-183%	74%	58%	97%	83%	0,0	0,0	18, 48
83	86%	83%	92%	92%	95%	92%	-44%	-117%	82%	73%	99%	99%	0,0	0,0	18, 47, 49
84	94%	76%					-44%	-117%							18
Moy.	87%	84%	91%	92%	86%	92%	-23%	-92%	71%	58%	93%	91%	0,6	0,0	
E.T.	6%	6%	5%	3%	0%	1%	61%	54%	14%	19%	23%	9%	1	0	

Tableau D-3: Essai de validation 3 (suite)

88	50%	51%	77%	76%	44%	43%	-170%	-107%	48%	45%	88%	88%	10,3	3,2	18, 50
89	65%	67%	83%	79%	70%	79%	-65%	-14%	68%	61%	97%	79%	6,8	3,1	18
91	81%	83%	88%	87%	92%	96%	40%	44%	81%	84%	97%	99%	6,0	3,3	18
92	88%	90%	94%	92%	95%	88%	27%	33%	75%	77%	100%	100%	2,7	2,7	18
93	80%	78%					45%	33%							18
94	83%	82%	90%	90%	96%	89%	62%	30%	86%	80%	98%	98%	5,3	6,9	18, 51
Moy.	85%	85%	92%	91%	94%	90%	44%	35%	83%	82%	98%	99%	4,7	3,8	
E.T.	14%	14%	7%	7%	22%	21%	90%	58%	15%	16%	5%	9%	3	2	

Temps (jours)	Efficacité (suite)				Bilans de masse				F/M		TRB		TUO		Notes
	P <sub>T</sub>		o-PO <sub>4</sub>		P <sub>T</sub>		N		DCO <sub>T</sub>	DCO/g MVES.	d	mg O <sub>2</sub> /L.b			
	T1	T2	T1	T2	T1	T2	T1	T2	T1	T2	T1	T2	T1	T2	

Tableau D-1: Essai de validation 1 (suite)

60									0,88	1,04	7,6	9,0	20	20	37-41
63	85%	65%	93%	86%	121%	110%	83%	84%	47%	62%	1,21	0,94	6,9	8,6	20
65											0,64	0,54	6,6	7,1	20
67	88%	81%	100%	98%	196%	261%	125%	157%	67%	103%	0,74	0,57	7,3	7,2	20
Moy.	86%	71%	95%	90%	159%	185%	104%	120%	57%	83%	0,87	0,77	7,1	7,9	20
E.T.	2%	11%	5%	9%	53%	106%	30%	52%	15%	29%	0,25	0,25	0,5	1,0	0

Tableau D-2: Essai de validation 2 (suite)

75	15%	56%	-57%	-306%	418%	278%	302%	234%	78%	62%	0,54	0,55	6,6	6,7	20	20	44-45
77	18%	28%	47%	57%	300%	283%	471%	176%	98%	100%	0,40	0,36	7,4	8,3	20	20	
80	59%	43%	88%	72%	252%	331%	139%	173%	76%	85%	0,74	0,57	5,8	6,1	20	20	46-47
82	63%	49%	75%	63%	61%	68%	64%	73%	69%	69%	1,17	1,55	5,6	4,6	20	20	18, 48
83	49%	56%	55%	62%	75%	57%	59%	56%	59%	58%	0,89	1,05	8,1	7,9	20	20	18, 47, 49
84											1,17	0,83	5,7	6,3	20	20	18
Moy.	48%	50%	59%	55%	130%	152%	88%	101%	68%	70%	0,82	0,82	6,5	6,7	20	20	
E.T.	23%	12%	58%	6%	106%	155%	45%	63%	9%	14%	0,32	0,43	1,0	1,3	0	0	

Tableau D-3: Essai de validation 3 (suite)

88	-5%	-1%	15%	19%	103%	100%	91%	72%	99%	129%	0,61	0,76	6,3	3,0	25	25	18, 50
89	-12%	-10%	-36%	-56%	111%	109%	61%	56%	91%	90%	0,63	0,65	6,3	5,8	25	25	18
91	23%	37%	8%	28%	77%	63%	50%	38%	82%		0,85	1,00	10,1	12,2	25	25	18
92	24%	40%	34%	49%	76%	60%	49%	47%	62%	60%	0,69	0,77	9,8	13,0	25	30	18
93											0,00	0,00	14,7	10,6	25	30	18
94	35%	28%	28%	28%	65%	72%	40%	52%	69%		0,66	0,62	16,5	12,9	25	40	18, 51
Moy.	43%	46%	40%	46%	86%	81%	58%	53%	81%	93%	0,57	0,64	10,6	9,6	25	29	
E.T.	21%	23%	28%	40%	20%	22%	20%	13%	15%	34%	0,29	0,34	4,2	4,2	0	6	

Temps (jours)	X			Qr		Voile		IVB		Xr			Notes
	mg MVES/L		%	% T1 T2		L	T1 T2	mL/L T1 T2	mg MVES/L T1 T2	% Diff			
	T1	T2	Diff										
60	1170	1325	13%	25%	15%	0,5	0,2		10217	8517	17%	37-41	
63	1260	1625	29%	25%	15%	0,5	0,5		6433	8077	26%		
65	1125	1110	1%	25%	17%	0,4	0,5		4900	8217	68%		
67	1130	1310	16%		13%	0,5	0,3	744	5567	8500	53%	42-44	
Moy	1171	1343	15%	25%	15%	0,5	0,4	744	6779	8328	23%		
E.T.	63	212	11%	0%	2%	0,0	0,2		2376	217	24%		

Tableau D-1: Essai de validation 1 (suite)

60	1170	1325	13%	25%	15%	0,5	0,2		10217	8517	17%	37-41	
63	1260	1625	29%	25%	15%	0,5	0,5		6433	8077	26%		
65	1125	1110	1%	25%	17%	0,4	0,5		4900	8217	68%		
67	1130	1310	16%		13%	0,5	0,3	744	5567	8500	53%	42-44	
Moy	1171	1343	15%	25%	15%	0,5	0,4	744	6779	8328	23%		
E.T.	63	212	11%	0%	2%	0,0	0,2		2376	217	24%		

Tableau D-2: Essai de validation 2 (suite)

75	2180	2085	4%	34%	31%	1,0	1,5		6767	6000	11%	44-45		
77	1485	1710	15%	50%	47%	1,0	1,2		4883	5200	6%			
80	1135	1460	29%	35%	45%	0,8	1,2	132	158	3817	4733	24%	46-47	
82	685	445	35%	30%	45%	0,8	1,2			1550	2100	35%	18, 48	
83	1045	745	29%	45%	30%	2,0	1,0			3150	3300	5%	18, 47, 49	
84	825	700	15%	45%	35%	1,2	1,5		2417	2750	14%	18		
Moy	1226	1191	3%	40%	39%	1,1	1,3	132	158	3764	4014	7%		
E.T.	543	654	11%	8%	8%	0,5	0,2			1864	1526	12%		

Tableau D-3: Essai de validation 3 (suite)

88	1890	1690	11%	23%	23%	1,2	1,0		8833	8033	9%	18, 50		
89	1420	1505	6%	25%	25%	1,2	1,0	134	120	8033	7317	9%	18	
91	1685	1435	15%	28%	28%	1,2	1,0	154	139	7100	6550	8%	18	
92	1990	1770	11%	30%	30%	1,2	1,0			8100	7150	12%	18	
93	2030	1995	2%	30%	30%	1,2	1,0		125	8125	7567	7%	18	
94	2070	2220	7%	33%	33%	1,2	1,5			8150	7983	2%	18, 51	
Moy	1848	1769	4%	28%	28%	1,2	1,1	144	128	8057	7433	8%		
E.T.	251	297	5%	4%	4%	0,0	0,2	14	10	554	557	3%		

Temps (jours)	Xe			Purge			Px			Yobs			Notes
	mg MVES/d		%	mg MVES/d		%	mg MVES/d		%	g MVES/g DCO		%	
	T1	T2	Diff	T1	T2	Diff	T1	T2	Diff	T1	T2	Diff	
60	378	420	11%	1544	967	37%	1922	1387	28%	0,18	0,14	24%	37-41
63	294	819	179%	1663	1186	29%	1957	2005	2%	0,13	0,14	9%	
65	126	273	117%	1541	1587	3%	1667	1860	12%	0,27	0,31	16%	
67	147	210	43%	1842	2424	32%	1989	2634	32%	0,20	0,27	36%	42-44
Moy	236	431	82%	1648	1541	6%	1884	1972	5%	0,20	0,22	11%	
E.T.	120	274	75%	141	642	15%	147	514	14%	0,06	0,09	12%	

Tableau D-2: Essai de validation 2 (suite)

75	412	1428	247%	3815	2669	30%	4227	4097	3%	0,34	0,30	11%	44-45
77	410	426	4%	2064	1984	4%	2474	2410	3%	0,35	0,36	1%	
80	472	462	2%	1861	2424	30%	2334	2886	24%	0,26	0,33	26%	46-47
82	609	714	17%	938	730	22%	1547	1444	7%	0,18	0,18	4%	18, 48
83	546	819	50%	1035	566	45%	1581	1385	12%	0,16	0,15	9%	18, 47, 49
84	546	819	50%	784	476	39%	1330	1295	3%	0,28	0,28	1%	18
Moy	499	778	56%	1750	1475	16%	2249	2253	0%	0,26	0,26	1%	
E.T.	81	362	93%	1138	996	14%	1073	1109	8%	0,08	0,08	9%	

Tableau D-3: Essai de validation 3 (suite)

88	2426	1869	23%	1460	4568	213%	3896	6437	65%	0,60	0,97	62%	18, 50
89	1704	4176	31%	1465	1702	22%	3166	2968	6%	0,42	0,38	9%	18
91	546	504	8%	1373	792	42%	1919	1296	32%	0,26	0,17	34%	18
92	693	630	9%	1618	1010	38%	2311	1640	29%	0,21	0,15	30%	18
93	536	651	22%	1024	1287	26%	1559	1938	24%	0,23	0,30	27%	18
94	378	693	83%	1028	1348	31%	1406	2041	45%	0,16	0,24	46%	18, 51
Moy	538	620	15%	1261	1109	12%	1799	1729	4%	0,22	0,21	1%	
E.T.	129	81	28%	289	257	74%	404	335	20%	0,04	0,07	18%	

**ANNEXE E**

**NOTES SUR LES RÉSULTATS BRUTS DES ESSAIS  
D'OPTIMISATION DU RÉACTEUR BACTÉRIEN, DE VALIDATION  
ET DE DÉVELOPPEMENT DU PROCÉDÉ FPB**

Tableau C-1: Notes sur les résultats du réacteur bactérien et des boues activées

Note	Commentaire	Note	Commentaire
1	Demande: affluent du 13 septembre	41	Changement diffuseur air réacteurs bactérien et boues activées fines bulles
2	Mesure de la DBO invalide	42	REMPLACEMENT DU DÉCANTEUR FPB EN RAISON D'UNE FUITE
3	Augmentation du niveau dans réacteur à 7.3L (pompe effluent brisée)	43	Perte des boues du témoin. Chute des MVEES de la liquette mixte due aux purges
4	Arrêt accidentel de l'ération pendant une nuit, apparition de gros flocs	44	Changement de décanleur (problème de décantation)
5	Demandage: affluent du 1er octobre; acclimation	45	Redémarrage témoin et FPB: boues activées du 7 avril, affluent du 20 mars
6	Lavage des réacteurs bactérien (forte accumulation sur paroi)	46	Perte des boues FPB: zones anaérobies dans décanleur
7	Mesure de la DBO <sub>5</sub> , l'affluent invalide	47	Mélangé des deux boues (témoin et FPB). Perte des boues FPB
8	Problème de filtration avec effluent (beaucoup plus long à filtrer qu'à effluent 11)	48	Arrêt accidentel de la pompe recirculation FPB. Perte des boues FPB
9	Mesure NH <sub>4</sub> invalide	49	Perte des boues décanleur FPB (problème de foisonnement FPB)
10	Augmentation des MVEES due à un mauvais mélange de l'affluent dans baril	50	Redémarrage: boues activées et affluent du 23 avril
11	Demande: affluent du 6 novembre	51	Déplacement accidentel d'une sonde de niveau: volume rétention FPB et T = 4L
12	Mesure de la DBO <sub>5</sub> , filtre invalide	52	Démarrage sans changement de boues; affluent du 23 avril; acclimation
13	Fort accumulation dans les réacteurs	53	Arrêt accidentel de la pompe effluent FPB
14	Demandage: affluent du 6 novembre; acclimation	54	Purge de boues septiques dans décanteurs
15	Changement d'affluent: affluent du 26 novembre	55	Vidange et lavage du baril
16	Arrêt accidentel de l'ération pendant une douzaine d'heures	56	Remontée du voile de boues (dénitrification importante dans décanteurs)
17	Demandage avec affluent du 23 avril; acclimation	57	Début de utilisation d'inhibiteur à nitrification pour les analyses de DBO
18	Ajout de 10 mg N/l et 3 mg P/l	58	Perte de contrôle du voile de boues
19	Vidange et lavage du baril	59	Démarrage avec boues du 8 juin, affluent du 27 mai; acclimation
20	Début de l'utilisation d'inhibiteur à nitrification pour les analyses de DBO	60	Arrêt accidentel de la pompe des purges pendant un cycle
21	Arrêt de l'ajout de nutriments	61	Analyses sur échantillon composé 24h de l'affluent
22	Demandage avec affluent du 27 mai; acclimation	62	Bris des pompes affluent boues; volume FPB = 8.5 litres
23	Acclimation	63	Démarrage sans changement de boues, mais nouvel affluent du 26 juin
24	Bris des pompes affluent boues: volume FPB = 8.5 litres	64	Arrêt accidentel du logiciel de contrôle pendant un cycle complet
25	Décolllement de biofilm	65	Début de foisonnement boues témoin
26	Changement d'affluent: affluent du 26 juin.	66	Diminution du volume témoin de 10 à 8 litres (contrôle des filamentueuses)
27	Arrêt accidentel du logiciel de contrôle pendant un cycle complet	67	Diminution du volume FPB de 10 à 6 litres (contrôle des filamentueuses)
28	Mesure des MVEES invalide	68	Diminution du TRB T et FPB à 20 jours (contrôle des filamentueuses)
29	Demandage avec affluent du 22 juillet	69	Perte de contrôle due au foisonnement: perte du témoin
30	Affluent de couleur noir foncé (très forte pluie la veille des prélèvements)	70	Démarrage avec boues activées et affluent du 22 juillet
31	Mesure de la DBO <sub>5</sub> soluble invalide	71	Affluent de couleur noir foncé (très forte pluie la veille des prélèvements)
32	Ajout de 10 mg N/l et 5 mg P/l	72	Dérglement de la pompe de purge FPB
33	Arrêt accidentel de l'agation boues FPB pendant 6 heures	73	Arrêt accidentel de l'agation boues FPB pendant 6 heures
34	Diminution accidentelle du volume des réacteurs FPB et T de 1L	74	Diminution du volume réacteurs T et FPB de 8 à 7 L (déplacement du tube d'affluent)
35	Mesure de NTK et Pi: affluent invalides	75	Dérglement de la température des boues: T = 140°C, FPB = 360°C pendant 3-4 heures
36	Manque d'affluent: diminution accidentelle du volume des boues de 8 à 5L	76	Manque d'affluent: diminution accidentelle du volume des boues de 8 à 5L
37	Demandage: boues et affluent du 20 mars (acclimation)		
38	Problème de purge ponctuelle pour le critice des bilans (jours 60 à 95)		
39	Le FPB est opéré sans réacteur bactérien pour les périodes Réf 1, 2 et 3		
40	La DBO de la période référence est faite sans inhibiteur à nitrification		

**ANNEXE F**  
**EXEMPLES DE CALCUL**

**F-1 Exemples de calcul des résultats de l'optimisation du réacteur bactérien**

Les valeurs utilisées proviennent des résultats du jour 1 de l'essai TRH-2h.

**1.1 Production de biomasse bactérienne**

a) Biomasse en suspension:

72 mg MVES/L mesurés en sortie du réacteur bactérien

Augmentation :  $72 - 55 \text{ (mg MVES/l)} = 17 \text{ mg MVES/l d'augmentation}$

En pourcentage :  $17/55 \text{ mg MVES/l} \times 100 = 31\%$

b) Biomasse fixée:

1288 mg DCO mesurés dans l'eau de lavage du réacteur bactérien accumulés sur 3 jours.

Puisque l'accumulation n'est pas linéaire, une estimation est faite pour calculer la quantité de biomasse accumulée chaque jour:

Jour 3:  $1288 \text{ mg DCO}/2 = 644 \text{ mg DCO}$

Jour 2:  $644 \text{ mg DCO}/2 = 322 \text{ mg DCO}$

Jour 1:  $322 \text{ mg DCO}/2 = 161 \text{ mg DCO}$

Donc 161 mg DCO/d sont utilisés au jour 1.

$(161 \text{ mg DCO/d} \times 2h) / (3,25 \text{ L} \times 24 \text{ h/d}) = 4,1 \text{ mg DCO/L}$

La biomasse fixée est ensuite convertie en mg MVES/L par un facteur de conversion de 1,42 g DCO/g MVES.

**1.2 Rapport F/M**

$F/M = (204 \text{ mg DCO/L} \times 1,63 \text{ L/h} \times 24 \text{ h/d}) / (72 \text{ mg MVES/L} \times 3,25 \text{ L}) = 34 \text{ g DCO/g MVES.d}$

**1.3 Bilans de masse**

a) Phosphore:

Sortie =  $1,33 \text{ mg/L} \times 39 \text{ L/d} = 52 \text{ mg P/d}$

Accumulation = DCO accumulé/d / DCO entrée/d = 429 mg DCO/d / 7969 mg DCO/d = 5,4%

P accumulé = 5,4% du phosphore à l'affluent (même pourcentage que DCO accumulée)  
 $= 0,054 \times 1,5 \text{mg P/L} \times 39 \text{L/d} = 3,1 \text{ mg P/d}$

Entrée = 1,5mg P/L x 39L/d = 57 mg P/d

Bilan P =  $(52 + 3,1)/57 \times 100 = 97\%$

b) Azote:

NTK sortie = 20,8 mg N/L x 39L/d = 809mg N/d

Nox sortie = 0 mg/L

NTK entrée = 21,4 mg N/L x 39L/d = 835 mg N/d

Nox entrée = 0 mg/L

N accumulé = 5,4% de 835 mg N/d = 45mg N/d

Bilan N =  $(809 + 0 + 45)/835 \times 100 = 102\%$

c) DCO totale

Sortie = 163 mg DCO/L x 39L/d = 6357 mg DCO/d

Accumulation = 161 mg DCO/L (biomasse fixée produite au jour 1)

DCO oxydée = 7 mg O<sub>2</sub>/L.h x 3,25L x 24 h = 554 mg DCO/d

DCO entrée = 204 mg DCO/L x 39 L/d = 7956 mg DCO/d

Bilan DCO =  $(6357 + 161 + 554) / 7956 \times 100 = 89\%$

## F-2 Exemples de calculs des résultats des essais avec le procédé FPB

Les valeurs utilisées proviennent des résultats du réacteur de boues activées FPB du jour 152, essai FPB-d.

### 2.1 Rapport DBOt : NTK: Pt

DBOt = DBOt/DBOt x 100 = 377 x 100 / 377 = 100%

NTK = 19,9 x 100/377 = 5,2%

Pt = 4,2 x 100/ 377 = 1,1%

## 2.2 Rapport F/M

$$F/M = (585 \text{ mg DCO/L} \times 12L) / (2555 \text{ mg MVES/L} \times 8,0 \text{ L}) = 0,34$$

Note: Pour les essais de validation et pour l'essai FPB-a, le rapport F/M a été calculé en tenant compte à la fois de la biomasse dans les réacteurs et dans les décanteurs.

## 2.3 TRB

$$TRB = (2555 \text{ mg MVES/L} \times 8L) / [ (0,84L/d \times 1555 \text{ mg MVES/L}) + (10 \text{ mg MVES/L} \times (12 - 0,84)L/d) ] = 9,1 \text{ jours}$$

## 2.4 T.U.O.

Voir annexe H

### 2.5a Production de boues des réacteurs de boues activées (Px)

$P_x$  = Boues purgées + boues à l'effluent

$$P_x = (0,84L/d \times 2555 \text{ mg MVES/L}) + [10 \text{ mg MVES/L} \times (12 - 0,84)L/d] = 2157 \text{ mg MVES/d}$$

### 2.5b Production de boues du système complet ( $P_x$ système)

$P_x$  totale = Boues purgées + boues à l'effluent + biomasse accumulée

$$P_x \text{ totale} = (2157 + 1104) = 3361 \text{ mg MVES/d}$$

## 2.6 Bilans de masse

a) Phosphore:

Sortie:  $P$  effluent =  $0,13 \text{ mg P/L} \times (12 - 0,84 \text{ L/d}) = 1,5 \text{ mg P/d}$

$$^{1,2} P \text{ purge} = 0,84 \text{ L/d} * 2555 \text{ mg MVES/L} \times 0,03 \text{ mg P/mg MVES} = 66,5 \text{ mg P/d}$$

Entrée:  $P$  aff =  $4,2 \text{ mg P/L} \times 12L/d = 50 \text{ mg P/d}$

$$\text{Bilan P} = (1,5 + 66,5) / 50 \times 100 = 135\%$$

<sup>1</sup> Les débits des boues purgées (0,84 L/d ici), mesurés quotidiennement, ne sont pas présentés dans les tableaux des valeurs brutes. Par contre, ils peuvent être retrouvés en divisant la production  $P_x$  par la concentration de la liqueur mixte (X).

<sup>2</sup> Le contenu en phosphore total des boues purgées n'a pas été mesuré de façon hebdomadaire. Des analyses ponctuelles démontrent qu'elles contiennent en moyenne 0,03 mg P/mg MVES.

## b) Azote :

Sortie: NTK eff = [ 1,3 mg N/L x (12 - 0,84)L/d ] = 14,3 mg N/L

<sup>3</sup> NTK purge = 0,84 L/d x 2555 mg MVES/L x 0,1 mg N/ mg MVES = 215 mg N/d

Nox eff = 2,3 mg/L x 12L/d = 28 mg N/d

<sup>4</sup> N dénitrifiée = Nox eff x 5L x 4 cycles/d = 2,3 mg N/L x 5 x 4 = 46 mg/d

Entrée : NTK bactérien x Q = 19,9 mg N/L x 12L/d = 239 mg N/d

Nox bact. = 0

Bilan N = [ 14,3 + 215 + 28 + 46 ] / 239 x 100 = 127%

<sup>3</sup> Les analyses démontrent que les boues purgées contiennent en moyenne 0,1 mg N/mg MVES.

<sup>4</sup> La dénitrification peut avoir lieu pendant la première demi-heure de remplissage, période pendant laquelle il n'y a pas d'aération. L'analyse de la concentration de NOx à la fin de cette période du jour 152 démontre qu'ils sont complètement dénitrifiés. La masse de NOx dénitrifiée est donc: NOx mg/L x (Volume à t = 0) x 4 cycle/d).

La concentration de NOx à t = 0,5h n'a pas été mesurée les des essais FPB-b et c. Pour ces essais, la concentration de NOx à l'effluent est beaucoup plus élevée (>20 mg N/l), ce qui porte à croire que toute la masse de NOx présente à t = 0 n'a pu être dénitrifiée en entier en 30 minutes. La preuve est que les bilans ne ferment pas si toute la masse de NOx est utilisée dans l'estimation de la dénitrification. Donc, une concentration de NOx estimée à 3 mg N/L est utilisée dans le calcul des bilans corrigés pour RBS juin lorsque la concentration de NOx est supérieure à 3 mg N/L.

En ce qui concerne les essais de validation et FPB-a, où un système de décantation avec recirculation a été utilisé, les NOx à la sortie des boues activées n'ont pas été mesurés. Il est donc impossible de connaître la quantité d'azote ayant été nitrifié dans les réacteurs et celle de nitrates ayant été dénitrifiée dans les décanteurs. Avec deux inconnus, il est pratiquement impossible d'estimer ces quantités. Le fait que les bilans de phosphore ne ferment pas pour ces périodes rend toute estimation très aléatoire, car une erreur hydraulique s'ajoute à celle biologique.

## c) DCO totale

Sortie: DCO eff = 42 mg DCO/L x (12 - 0.84)L/d = 469 mg DCO/d

$$\begin{aligned} {}^5 \text{DCO purgées} &= 0.84 \text{ L/d} \times 2555 \text{ mg MVES/L} \times (1.5 \text{ g DCO/g MVES}) \\ &= 3219 \text{ mg DCO/d} \end{aligned}$$

DCO oxydée = DCO dénitrification + DCO aération

$$\begin{aligned} \text{DCO dénitrification} &= 2.86 \text{ mg DCO/mg N dénitriфиé} \times \text{mg N dénitriфиé/d} \\ &= 2.86 \times 46 = 132 \text{ mg DCO/d} \end{aligned}$$

DCO aération = TUO (mg O<sub>2</sub>/L.d) x Vaer (L) - (O<sub>2</sub>-Nitrification)

$$\begin{aligned} \text{O}_2\text{-Nitrification} &= \text{DCOdén.} + (Q \times \text{NO}_x \text{ eff}) \times 4.57 \\ &= 46 \text{ mg N/d} + (12 \text{ L/d} \times 2.3 \text{ mg N/L}) \times 4.57 \\ &= 336 \text{ mg DCO/d} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{DCO aération} &= 100 \text{ mg O}_2/\text{L.cycle} \times 4 \text{ cycle/d} \times 8\text{L} - 336 \text{ mg DCO/d} \\ &= 2864 \text{ mg DCO/d} \end{aligned}$$

$$\text{DCO oxydée} = 132 + 2864 = 2996 \text{ mg DCO/d}$$

$$\text{Bilan DCO} = (469 + 3219 + 2996) / 7020 \times 100 = 96\%$$

<sup>5</sup>Les analyses démontrent que les boues contiennent en moyenne 1.5 mg DCO/mg MVES.

**ANNEXE G**

**COEFFICIENTS DE VARIATION DES RÉSULTATS BRUTS**

**DES ESSAIS D'OPTIMISATION DU RÉACTEUR BACTÉRIEN, DE VALIDATION**

**ET DE DÉVELOPPEMENT DU PROCÉDÉ FPB**

Tableau E-1: Moyennes des coefficients de variation des résultats d'analyse de l'affluent et de l'effluent du réacteur bactérien

Analyse	TRH bactérien				Température bactérien				Procédé FPB				Moyenne	E.T.	Min	Max	n		
	TRH1	TRH2	TRH4	TRH6	T-2h-8	T-2h18	T-1h-8	T-1h-18	Réf	FPB-a	FPB-b	FPB-d							
DCO <sub>1</sub>	Aff	1,4%	2,4%	5,4%	3,6%	1,1%	1,8%	2,4%	2,4%	2,8%	3,7%	2,9%	2,1%	313	2,7%	1,2%	1,1%	12	
	Eff	1,6%	5,1%	3,4%	4,2%	2,0%	5,0%	2,2%	3,3%	-	5,2%	2,7%	4,9%	276	3,5%	1,4%	1,6%	11	
DCO <sub>2</sub>	Aff	2,4%	4,6%	9,3%	3,0%	4,4%	3,1%	4,3%	3,6%	2,9%	2,6%	2,4%	2,1%	188	3,9%	1,9%	2,1%	9,3%	12
	Eff	4,9%	7,2%	3,7%	6,5%	3,0%	2,7%	3,0%	3,5%	-	3,9%	6,9%	5,4%	112	4,5%	1,7%	2,7%	7,2%	12
DBO <sub>1</sub>	Aff	-	-	-	-	11%	11%	2%	2%	5%	5%	3%	3%	220	6%	4%	2%	8	
	Eff	-	-	-	-	11%	17%	4%	3%	-	10%	8%	5%	167	9%	5%	3%	7	
DBO <sub>2</sub>	Aff	7%	11%	11%	7%	7%	7%	3%	8%	9%	4%	5%	9%	113	7%	3%	3%	11	
	Eff	48%	19%	48%	21%	19%	56%	25%	49%	-	9%	9%	7%	30	30%	18%	7%	56%	11
MES	Aff	5,3%	5,1%	7,1%	5,3%	7,1%	4,9%	2,5%	2,5%	4,6%	1,1%	5,9%	2,0%	52	4,7%	2,0%	1,1%	7,1%	12
	Eff	3,7%	2,8%	5,1%	3,7%	2,2%	2,6%	1,5%	2,5%	-	3,9%	2,8%	2,5%	64	3,1%	1,0%	1,5%	5,1%	11
MVES	Aff	3,0%	6,3%	7,9%	3,0%	6,6%	4,8%	2,3%	2,3%	4,7%	4,6%	4,5%	1,9%	66	4,5%	1,9%	1,9%	7,9%	12
	Eff	4,0%	14,4%	3,4%	3,6%	1,8%	2,6%	1,9%	2,7%	-	3,1%	4,2%	4,5%	80	4,2%	3,5%	1,8%	14,4%	11
NTK	Aff	1,1%	2,3%	2,3%	1,1%	0,6%	0,7%	-	1,2%	-	-	-	-	25	1,3%	0,7%	0,6%	2,3%	7
	Eff	1,9%	1,2%	1,3%	1,7%	1,2%	1,5%	1,4%	1,9%	-	-	-	-	25	1,5%	0,3%	1,2%	1,9%	8
NH <sub>4</sub>	Aff	8,4%	3,3%	3,3%	8,4%	-	6,4%	-	5,9%	-	-	-	-	15	6,0%	2,3%	3,3%	8,4%	6
	Eff	7,9%	16,3%	4,5%	8,3%	3,4%	2,6%	5,0%	4,0%	-	-	-	-	14	6,5%	4,4%	2,6%	16,3%	8
NO <sub>x</sub>	Aff	3,3%	5,5%	6,0%	3,3%	-	14,1%	-	26,9%	-	-	-	-	0,0	9,8%	9,3%	3,3%	26,9%	6
	Eff	8,9%	2,0%	5,5%	7,0%	5,5%	4,3%	11,7%	16,9%	-	-	-	-	0,0	7,7%	4,7%	2,0%	16,9%	8
P <sub>i</sub>	Aff	1,0%	2,9%	2,9%	1,0%	1,4%	1,4%	-	1,6%	-	-	-	-	4,1	1,7%	0,8%	1,0%	2,9%	7
	Eff	1,8%	2,8%	3,7%	4,0%	1,2%	2,1%	2,1%	3,9%	-	-	-	-	3,9	2,7%	1,1%	1,2%	4,0%	8
o-PO <sub>4</sub>	Aff	4,5%	5,1%	5,1%	4,5%	-	1,7%	-	1,7%	-	-	-	-	2,3	3,8%	1,6%	1,7%	5,1%	6
	Eff	9,4%	4,8%	8,2%	7,3%	0,8%	1,6%	0,6%	1,6%	-	-	-	-	1,7	4,3%	3,6%	0,6%	9,4%	8
n	9	9	7	7	8	8	11	11	16	10	17	12							

Tableau E-2: Moyennes des coefficients de variation des résultats d'analyse de l'effluent final

Analyse	Procédé FPB				Moyenne	E.T.	Min	Max	n	
	Valid.	FPB-a	FPB-b,c	FPB-d						
DCO <sub>1</sub>	8,2%	7,6%	8,9%	7,1%	74	8,2%	0,8%	7,1%	8,9%	4
	FPB	10,9%	7,0%	5,8%	83	7,9%	2,3%	5,8%	10,9%	4
DCO <sub>2</sub>	T	14%	12%	14%	42	13%	3%	8%	14%	4
	FPB	14%	13%	8%	46	11%	3%	8%	14%	4
DBO <sub>1</sub>	T	48%	15%	11%	34	25%	18%	11%	48%	4
	FPB	48%	19%	8%	32	25%	17%	8%	48%	4
MES	T	10,0%	3,0%	12,0%	23	8,3%	3,9%	3,0%	12,0%	4
	FPB	3,0%	2,1%	5,4%	28	3,5%	3,1%	2,1%	9,0%	4
MVES	T	7,6%	6,0%	12,9%	21	8,8%	3,0%	6,0%	12,9%	4
	FPB	3,0%	5,5%	9,4%	25	6,0%	3,8%	3,0%	11,5%	4
n	16	10	17	12						

Tableau E-3: Coefficients de variation pour les analyses des boues activées

Analyses	Procédé FPB				Moyenne	E.T.	Min	Max	n		
	Réf	FPB-a	FPB-b,c	FPB-d							
X-MES	T	7,7%	0,7%	1,4%	1,6%	1969	2,9%	3,3%	0,7%	7,7%	4
	FPB	6,6%	1,3%	2,6%	0,9%	1904	2,9%	2,6%	0,9%	6,6%	4
X-	T	7,7%	0,9%	1,9%	1,6%	1772	3,0%	3,1%	0,9%	7,7%	4
	FPB	5,5%	1,0%	2,6%	1,1%	1713	2,6%	2,1%	1,0%	5,5%	4
Xr-MES	T	2,5%	0,8%	-	-	7058	1,7%	1,2%	0,8%	2,5%	2
	FPB	2,1%	3,8%	-	-	7009	3,0%	1,2%	2,1%	3,8%	2
Xr-	T	2,5%	1,8%	-	-	6352	2,2%	0,5%	1,8%	2,5%	2
	FPB	0,0%	3,8%	-	-	6308	1,9%	2,7%	0,0%	3,8%	2
n	16	10	17	12							

## Notes

1. Coefficient de variation = Écart type / moyenne des échantillons
2. La moyenne des moyennes des coefficients de variation (moyenne) est exprimée en valeur et en pourcentage
3. E.T. = écart type
4. "n" = nombre de valeurs utilisées pour le calcul de la moyenne des coefficients de variation
5. "n" = nombre de valeurs utilisées pour le calcul de la moyenne des moyennes de coefficient de variation
6. Les DBO<sub>3</sub>, et DBO<sub>5</sub>s sont carbonées pour les essais FPB-a, b, c et d seulement. Aucun inhibiteur à nitrification n'a été utilisé pour les analyses de la DBO<sub>3</sub> des autres essais

**ANNEXE H**

**CALCUL DU TAUX D'UTILISATION D'OXYGÈNE**

H-1 Exemple de calcul du T.U.O. du réacteur bactérien, jour 148, FPB-c.

Le TUO est égal à la valeur absolue de la variation de l'oxygène dissous en fonction du temps. La concentration d'oxygène dissous est enregistrée toutes les minutes. Le calcul du TUO est fait avec les valeurs de concentration d'oxygène sans aération (0%). Dans cet exemple, 3 essais de TUO sont réalisés pour calculer le TUO moyen de la biomasse du réacteur bactérien

Tableau H-1: Valeurs de l'oxygène dissous en fonction du temps pour l'essai 1

Heure	min	h	Aération			Oxygène dissous
			%	%	mg/l	
13:53			91	54,5	5,2	
13:54	1	0,02	0	59,3	5,7	
13:55	2	0,03	0	57,6	5,5	
13:56	3	0,05	0	54,3	5,2	
13:57	4	0,07	0	50,4	4,8	
13:58	5	0,08	0	46,9	4,5	
13:59	6	0,10	0	43,1	4,1	
14:00	7	0,12	0	39,2	3,7	
14:01	8	0,13	0	35,6	3,4	
14:02			100	31,4	3,0	

$$\text{TUO} = 20,1 \text{ mg O}_2/\text{l.h}$$

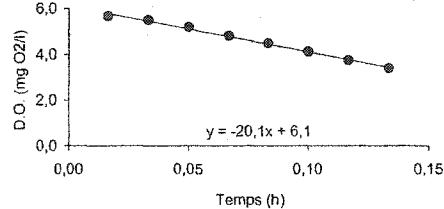


Figure H.1: Oxygène dissous en fonction du temps - Essai 1

Tableau H-2: Valeurs de l'oxygène dissous en fonction du temps pour l'essai 2

Heure	min	h	Aération			Oxygène dissous
			%	%	mg/l	
14:14			100	49,2	4,7	
14:15	1	0,02	0	49,4	4,7	
14:16	2	0,03	0	47,3	4,5	
14:17	3	0,05	0	44,0	4,2	
14:18	4	0,07	0	40,5	3,9	
14:19	5	0,08	0	37,0	3,5	
14:20	6	0,10	0	33,4	3,2	
14:21	7	0,12	17	29,6	2,8	

$$\text{TUO} = 19,2 \text{ mg O}_2/\text{l.h}$$

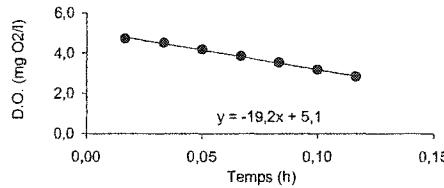


Figure H.2: Oxygène dissous en fonction du temps - Essai 2

Tableau H-3: Valeurs de l'oxygène dissous en fonction du temps pour l'essai 3

Heure	min	h	Aération			Oxygène dissous
			%	%	mg/l	
15:31			67	39,5	-	
15:32	1	0,02	0	39,5	3,8	
15:33	2	0,03	0	38,0	3,6	
15:34	3	0,05	0	35,3	3,4	
15:35	4	0,07	0	31,7	3,0	
15:36	5	0,08	0	28,0	2,7	
15:37	6	0,10	0	24,4	2,3	
15:38	7	0,12	0	21,0	2,0	
15:39	8	0,13	100	19,1	1,8	
15:40			100	21,3		

$$\text{TUO} = 19,8 \text{ mg O}_2/\text{l.h}$$

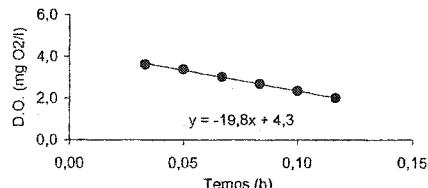


Figure H.3: Oxygène dissous en fonction du temps - Essai 3

Le TUO moyen est donc égal à 19,7 mg O<sub>2</sub>/l.h

H-2 Exemple de calcul du T.U.O. du réacteur de boues activées FPB, jour 148, FPB-c.

Les valeurs du TUO en fonction du temps sont mesurées de la même façon que pour le réacteur bactérien. Cependant, puisqu'elles varient en fonction de l'activité du RBS (remplissage, aération, etc.), la valeur moyenne du TUO est calculée pour l'ensemble du cycle par l'aire sous la courbe du TUO en fonction du temps, puis divisée par la durée d'un cycle, soit 6 heures.

Tableau H-4: Valeurs du TUO en fonction du temps

Temps heure	TUO mg O <sub>2</sub> /L.h
12:45	22,6
13:00	20,4
13:15	18,5
13:25	16,0
13:40	18,4
13:55	16,8
14:05	17,2
14:20	16,1
14:30	16,3
14:45	15,4
14:55	13,0
15:05	9,9
15:15	7,9
15:30	8,4
15:45	8,4
16:00	7,6
16:15	7,3
16:30	8,0

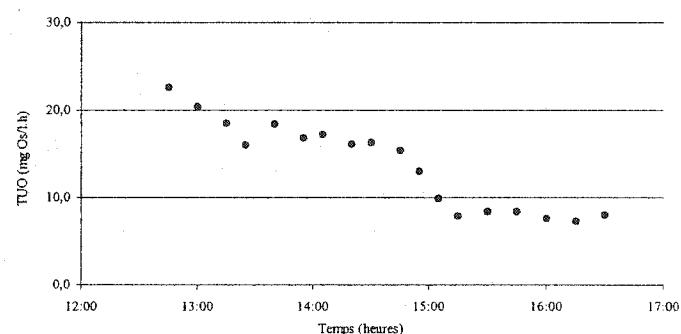


Figure H.4: Taux d'utilisation de l'oxygène en fonction du temps pour le réacteur FPB

Tableau H-5: Valeurs du TUO pour chaque période du cycle du réacteur RBS

Période	Activité	T.U.O. mg O <sub>2</sub> /l.h	Aire sous la courbe mg O <sub>2</sub> /l.période
12h-12h30	Remplissage anoxie	0	0
12h30-13h30	REMPLISSAGE AÉRÉ	25 à 16	21
13h30-15h00	REMPLISSAGE AÉRÉ	16	24
15h-17h00	Réaction	8	16
17h-18h00	Décantation	0	0

Total par cycle: 61 mg O<sub>2</sub>/l.cycle  
T.U.O moyen: 10 mg O<sub>2</sub>/l.h