

Titre: Traitement tertiaire du lisier de porc par un bioréacteur à
Title: membranes immergées de taille pilote

Auteur: Pascal Chevalier
Author:

Date: 2005

Type: Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

Référence: Chevalier, P. (2005). Traitement tertiaire du lisier de porc par un bioréacteur à
membranes immergées de taille pilote [Mémoire de maîtrise, École Polytechnique
de Montréal]. PolyPublie. <https://publications.polymtl.ca/7595/>
Citation:

Document en libre accès dans PolyPublie

Open Access document in PolyPublie

URL de PolyPublie: <https://publications.polymtl.ca/7595/>
PolyPublie URL:

**Directeurs de
recherche:** Yves Comeau, & Mourad Kharoune
Advisors:

Programme: Non spécifié
Program:

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

TRAITEMENT TERTIAIRE DU LISIER DE PORC PAR UN BIORÉACTEUR À
MEMBRANES IMMÉRGÉES DE TAILLE PILOTE

PASCAL CHEVALIER
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)
JUIN 2005



Library and
Archives Canada

Published Heritage
Branch

395 Wellington Street
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

Bibliothèque et
Archives Canada

Direction du
Patrimoine de l'édition

395, rue Wellington
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

Your file *Votre référence*
ISBN: 978-0-494-16764-9

Our file *Notre référence*
ISBN: 978-0-494-16764-9

NOTICE:

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

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

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

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

AVIS:

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

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

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

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 :

TRAITEMENT TERTIAIRE DU LISIER DE PORC PAR UN BIORÉACTEUR À
MEMBRANES IMMÉRGÉES DE TAILLE PILOTE

présenté par : CHEVALIER Pascal

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

M. BARBEAU Benoit, Ph.D., président

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

M. KHAROUNE Mourad, Ph.D., membre et codirecteur de recherche

M. CHABOT Rock, Ph.D., membre externe

« Un monde meilleur reste une utopie aussi
longtemps que nous ne l'édifions pas. »

Thomas Moore

REMERCIEMENTS

Je tiens premièrement à remercier mon directeur de recherche Yves Comeau ainsi que mon codirecteur Mourad Kharoune pour leur confiance, leurs précieux conseils et leur support.

Je tiens également à remercier Envirogain et Zenon Environmental Corporation pour leur support financier et leur assistance technique. Merci particulièrement à Steeve Roberge pour le support technique sur le site du CEPP. J'aimerais aussi remercier le Conseil des Recherches en Pêches et en Agroalimentaire du Québec (CORPAQ) pour avoir financé ce projet.

De plus, j'aimerais remercier le Centre d'excellence en production porcine (CEPP) pour m'avoir accueilli chez eux. Un merci spécial à André Lavergne pour sa collaboration, sa confiance et sa disponibilité lors de mes visites.

Je remercie sincèrement Denis Bouchard pour sa grande aide au niveau des analyses chimiques et de la logistique, ainsi que pour les encouragements.

Enfin, j'aimerais remercier ma femme et meilleure amie, Isabel, pour avoir supportée mes longues absences hebdomadaires et pour m'avoir épaulé dans cette aventure. Merci également à mes deux enfants, Laurie-Jeanne et Manuel, pour me rappeler continuellement ce qui est important dans la vie.

RÉSUMÉ

L'industrie agricole est maintenant celle qui contribue le plus à la pollution de l'eau au Québec. En plus de causer des problèmes de pollution de l'eau, les modes traditionnels de gestion des lisiers causent des problèmes d'odeurs et de surfertilisation des sols ainsi que des conflits sociaux d'utilisation du territoire. La croissance considérable de production porcine québécoise a causé des surplus importants de lisiers. Les technologies de traitement complet des lisiers apparaissent comme étant une des meilleures façons de minimiser l'impact des productions animales sur l'environnement. La compagnie Envirogain a développé une filière de traitement complet du lisier de porc appelée *Solution Biofertile*.

Le présent projet de recherche visait à intégrer une technologie existante, un bioréacteur à membranes (BRM) immergées, dans la filière de traitement *Solution Biofertile* afin d'en améliorer les performances. Le second objectif de ce projet était de démontrer l'intérêt économique d'utiliser un bioréacteur à membranes immergées en association avec la filière de traitement *Solution Biofertile* pour réduire les coûts d'un rejet sécuritaire de l'effluent traité. La réduction des frais d'énergie et d'opération permettrait d'améliorer l'accessibilité d'une telle chaîne de traitement pour les entreprises porcines existantes.

Les travaux ont été réalisés à l'échelle pilote au Centre d'excellence en production porcine (CEPP), où Envirogain exploitait une filière de traitement *Solution Biofertile*. Les cibles suivantes d'effluent étaient visées : 5 mg MES/L, 5 mg DBO₅/L, 10 mg NH₄-N/L, 1 mg P_{tot}/L et 200 UFC/100 mL de coliformes fécaux.

Le montage expérimental était principalement composé d'un bioréacteur à membranes (BRM) immergées ZeeWeed® ZW-10 fabriqué par ZENON Environmental inc. Le BRM comprenait entre autres une cuve d'aération de 227 L de capacité et un module de membranes d'ultrafiltration à fibres creuses. L'intégration du BRM dans la filière de traitement s'est faite selon deux scénarios. Durant la phase *DC1-b*, l'effluent décanté du bioréacteur à boues activées a été utilisé pour alimenter le BRM. Lors de la phase *PP*, l'effluent non décanté du procédé électrochimique *Polipur* a été utilisé pour alimenter le BRM.

Ce projet a montré qu'un BRM pourrait remplacer les lits bactériens *Flair* dans la filière de traitement *Solution Biofertile* pour des fonctions d'enlèvement de la DBO₅ et de nitrification, tout en assurant la même performance d'enlèvement du phosphore total ainsi qu'une performance supérieure d'enlèvement des MES et des coliformes fécaux. L'emplacement optimal pour intégrer un BRM dans la filière de traitement *Solution Biofertile* s'est avéré être en aval du *Polipur*. Alimenté par l'effluent non décanté du *Polipur*, le BRM a enlevé 84% de la DBO₅, 99% des MES, 80% du NTK, 99% du NH₃-N, 51% du P_{tot} et 100% des coliformes fécaux. Nous pouvons donc affirmer que l'intégration d'un BRM en aval du *Polipur* constitue une barrière efficace en ce qui concerne les MES, l'ammoniaque et les coliformes fécaux.

L'intégration d'un BRM après le *Polipur* est le scénario qui présente le plus faible surcoût (environ 0,53 \$/m³). Si des *Flair* sont quand même souhaités pour diminuer les émissions de gaz à effets de serre, les réductions de coûts associées à l'intégration d'un BRM permettrait de faciliter grandement l'accès à cette option.

ABSTRACT

The agricultural industry has become the one that contributes the most to water pollution in Québec. Traditional swine waste management is also causing air quality problems, overfertilization of lands and social conflicts. The considerable growth of the pig production has caused an important manure excess. The technologies for complete treatment of manure appear to be one way of minimizing the environmental impacts of animal productions. Envirogain has developed an integrated pig manure treatment system called *Solution Biofertile*.

The aim of this work was to integrate an immersed membrane bioreactor (MBR) into the pig manure treatment system to improve its performance. The second objective of this work was to demonstrate the economic interest of using an MBR in association with the pig manure treatment system *Solution Biofertile* to reduce the cost of safe discharge of the treated effluent. The reduction in energy and operation costs could facilitate access to that type of pig manure treatment system.

The pilot scale experimentation was done at a small-size pig farm called *Centre d'excellence en production porcine (CEPP)* where Envirogain is operating a *Solution Biofertile* pig manure treatment system. The treatment target were : 5 mg SS/L, 5 mg DBO₅/L, 10 mg NH₄-N/L, 1 mg P_{tot}/L et 200 CFU/100 mL fecal coliforms.

The experimental setup was mainly composed of a ZeeWeed® ZW-10 immersed membrane bioreactor (MBR) manufactured by ZENON Environmental inc. The aeration tank had a capacity of 227 L and the ultrafiltration membrane module was made of hollow fibers. The integration of the MBR was done in two scenarios. During

phase *DC1-b*, settled bioreactor's effluent was used to feed the MBR. During phase *PP*, unsettled *Polipur*'s effluent was used to feed the MBR.

This project showed that an MBR could replace the trickling filters called *Flair* in the *Solution Biofertile* pig manure treatment system for the removal of BOD and nitrification. This can be done at the same time that a higher total phosphorus removal and a better SS removal is achieved. The optimal location to integrate an MBR in the *Solution Biofertile* pig manure treatment system is after the electro-chemical process called *Polipur*. Fed by the unsettled *Polipur*'s effluent, the MBR removed 84% BOD, 99% NH₃-N, 99% SS, 51% P_{tot} et 100% fecal coliforms. We can then state that the MBR integration after the *Polipur* constitute an effective barrier for SS, ammonia and fecal coliforms.

The MBR integration after the *Polipur* is the scenario that represents the lower supplementary cost (about 0.53 \$/m³). If the *Flair* is still desired to minimized greenhouse gas emission, the cost reductions associated with the MBR integration would greatly facilitate access to this option.

TABLE DES MATIÈRES

DÉDICACE	iv
REMERCIEMENTS.....	v
RÉSUMÉ.....	vi
ABSTRACT	viii
TABLE DES MATIÈRES	x
LISTE DES TABLEAUX.....	xiv
LISTE DES FIGURES	xv
LISTE DES ANNEXES	xvii
LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS.....	xviii
CHAPITRE 1 : INTRODUCTION	1
1.1 Problématique	1
1.2 Contexte	2
1.3 Objectifs	4
CHAPITRE 2 : REVUE DE LITTÉRATURE.....	5
2.1 La production porcine au Québec et ses conséquences environnementales ...	5
2.2 Caractérisation du lisier de porcs	7
2.3 Les technologies de traitement du lisier.....	8
2.4 La filtration membranaire	11
2.4.1 Définitions et terminologie	11
2.4.2 Classification des procédés membranaires.....	13

2.4.3	Configurations des membranes	15
2.4.4	Colmatage des membranes.....	19
2.5	Bioréacteurs à membranes	21
2.5.1	Définition	21
2.5.2	Utilisations de BRM pour le traitement des eaux usées.....	21
2.5.3	Configurations des systèmes de BRM	23
2.5.4	Flux et taux de chargement	25
2.5.5	Performances et capacités des BRM	26
CHAPITRE 3 : MATÉRIEL ET MÉTHODES		30
3.1	Présentation du CEPP	30
3.2	Filière de traitement biofertile.....	31
3.3	Bioréacteur à membranes immergées zw-10	32
3.3.1	Description du bioréacteur à membranes immergées ZW-10.....	32
3.3.2	Module membranaire ZW-10.....	34
3.3.3	Cuves d'aération et de rétrolavage	37
3.3.4	Pompes	38
3.3.5	Surpresseur d'air	39
3.3.6	Panneau de contrôle	39
3.4	Plan expérimental.....	40
3.4.1	Phase DC1-a.....	40
3.4.2	Phase DC1-b.....	41
3.4.3	Phase PP	42
3.5	Conditions expérimentales	43
3.5.1	Variables contrôlées	44
3.5.2	Variables mesurées.....	45
3.5.3	Nettoyages chimiques	45

3.6	Analyses	46
3.6.1	Échantillonnage.....	46
3.6.2	Méthodes analytiques.....	48
CHAPITRE 4 : RÉSULTATS.....		50
4.1	Présentation des résultats	50
4.2	Validation des résultats	64
4.2.1	MES et mode de préservation des échantillons.....	64
4.2.2	Bilans de masse	65
4.2.3	Autres mesures de validation	67
CHAPITRE 5 : DISCUSSION.....		69
5.1	Phase préliminaire	69
5.1.1	Rappel méthodologique	69
5.1.2	Mise au point des conditions expérimentales.....	71
5.2	Traitement par un BRM de l'effluent décanté du bioréacteur	72
5.2.1	Performances.....	73
5.2.2	Atteinte des cibles	77
5.3	Traitement par un BRM de l'effluent non décanté du polipur.....	77
5.3.1	Performances.....	78
5.3.2	Atteinte des cibles	79
5.4	Choix des cibles du projet.....	80
5.5	Modifications au fonctionnement de la filière de traitement biofertile.....	80
5.2	Étude technico-économique	82
CHAPITRE 6 : CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS		86

RÉFÉRENCES	89
ANNEXES.....	98

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2.1 : Comparaison des caractéristiques des lisiers de porcs	7
Tableau 2.2 : Description des principales technologies de traitement des lisiers et des solides en développement au Québec	10
Tableau 2.3 Terminologie utilisée dans le procédés membranaires	12
Tableau 2.4 Caractéristiques générales des procédés membranaires	14
Tableau 2.5 Configurations des membranes	16
Tableau 2.6 Paramètres typiques d'utilisation de BRM.....	26
Tableau 2.7 Comparaison des performances de BRM.....	29
Tableau 3.1 Caractéristiques du module membranaire ZW-10	37
Tableau 3.2 Conditions expérimentales pour l'étude pilote.....	44
Tableau 3.3 Analyses et conservation des échantillons	48
Tableau 3.4 Méthodes analytiques	49
Tableau 4.2 Mesures de validation et valeurs de contrôle	67
Tableau 4.3 Moyennes de rapports typiques de liqueur mixte du BRM.....	67
Tableau 5.1 Comparaison des performances de traitement par BRM et par d'autres procédés	70
Tableau 5.2 Performances du BRM comparées à celles du <i>Flair</i>	76
Tableau 5.3 Coûts d'un BRM pour une station biofertile collective de 80 m ³ /d.....	83
Tableau 5.4 Comparaison de surcoûts associée à l'intégration d'un BRM à une station collective Biofertile de 80 m ³ /d	84

LISTE DES FIGURES

Figure 2.1 Schéma général d'un procédé membranaire	13
Figure 2.2 Comparaison des intervalles d'opération des procédés membranaires et des principaux constituants des eaux usées	15
Figure 2.3 Schéma de fonctionnement d'un module plan.....	17
Figure 2.4 Isométrie et vue en coupe d'un module spiralé	18
Figure 2.4 Membrane à fibre creuse	19
Figure 2.5 Schémas de bioréacteurs à membranes : a) bioréacteur à membranes en boucle externe, et b) bioréacteur à membranes immergées	24
Figure 2.6 Schéma d'un BRM avec zone anoxie séparée.....	27
Figure 3.1 Vue extérieure du CEPP	30
Figure 3.2 Schéma du procédé BIOFERTILE utilisé au CEPP :.....	32
Figure 3.3 Bioréacteur à membranes immergées ZeeWeed® ZW-10	33
Figure 3.4 Schéma du module membranaire ZW-10	35
Figure 3.5 Photo de membranes à fibres creuses ZeeWeed®	36
Figure 3.6 Schéma de l'installation pour la phase DC1-a.....	41
Figure 3.7 Schéma de l'installation pour la phase DC1-b	42
Figure 3.8 Schéma de l'installation pour la phase PP.....	43
Figure 4.1 Courbes de distribution de fréquences des MES pour les phases DC1-a & DC1-b	50
Figure 4.2 Courbes de distribution de fréquences des MES pour la phase PP	51
Figure 4.3 Évolution de la concentration de liqueur mixte et des matières volatiles en suspension dans le réacteur	52

Figure 4.4 DCO à l'affluent et l'effluent	53
Figure 4.5 Taux de chargement de DCO et rapport F/M	53
Figure 4.6 Ammoniaque à l'affluent et l'effluent	54
Figure 4.7 Nitrates à l'affluent et l'effluent	55
Figure 4.8 Azote Kjeldahl total à l'affluent et l'effluent	55
Figure 4.9 Phosphore total à l'affluent et l'effluent	56
Figure 4.10 Phosphates à l'affluent et l'effluent	56
Figure 4.11 pH à l'affluent et l'effluent	57
Figure 4.12 Coliformes fécaux à l'affluent	57
Figure 4.13 Évolution de la pression transmembranaire	58
Figure 4.14 Flux et différence de pression durant les différentes phases	59
Figure 4.15 Évolution de la perméabilité relative	60
Tableau 4.1 Tableau synthèse des résultats d'analyses et des rendements des différentes phases	62
Figure 4.16 Concentrations de minéraux	63
Figure 4.17 Résultats des bilans massiques de la phase DC1-b	65
Figure 4.18 Résultats des bilans massiques de la phase PP	66
Figure 5.1 Schéma simplifié de fonctionnement de la filière Biofertile collective et points d'intégration d'un BRM	81

LISTE DES ANNEXES

ANNEXE A	Estimation budgétaire des coûts d'un BRM.....	96
ANNEXE B	Calculs des coûts d'amortissement d'un BRM.....	100
ANNEXE C	Analyses et validation de l'affluent.....	104
ANNEXE D	Analyses et validation de la cuve du BRM.....	112
ANNEXE E	Analyses et validation de l'effluent.....	120
ANNEXE F	Analyses et validation des boues extraites.....	128
ANNEXE G	Analyses du flux et de la perméabilité.....	134
ANNEXE H	Analyses des métaux.....	137
ANNEXE I	Réglages du BRM.....	141
ANNEXE J	Rendements.....	146
ANNEXE K	Bilans hydrauliques.....	152
ANNEXE L	Bilans de masse.....	160

LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

BOD ₅	« Five-day biochemical oxygen demand », demande biochimique en oxygène à 5 jours
BRM	Bioréacteur à membranes
BRMI	Bioréacteur à membranes immergées
CEPP	Centre d'excellence en production porcine
COD	« Chemical oxygen demand », demande chimique en oxygène
CORPAQ	Conseil des Recherches en Pêches et en Agroalimentaire du Québec
CUM	Communauté urbaine de Montréal
DBO ₅	Demande biochimique en oxygène sur une période de 5 jours
DC1	Décanteur 1 de la chaîne de traitement Biofertile
DCO	Demande chimique en oxygène
DCOt	Demande chimique (totale) en oxygène
DCOf	Demande chimique (filtrée) en oxygène
F/M	Rapport éléments nutritifs-biomasse
Fw	Flux mesuré
Fw ₂₀	Flux mesuré (normalisé à 20°C)
HRT	« Hydraulic retention time », temps de rétention hydraulique
Kw	Perméabilité
MAPAQ	Ministère de l'Agriculture, des Pêcheries et de l'Alimentation du Québec

MBR	« Membrane bioreactor », bioréacteur à membranes
MENV	Ministère de l'Environnement
MES	Matières en suspension
MLSS	« Mixed liquor suspended solids », concentration de solides en suspension dans la liqueur mixte
MLT	Moyenne à long terme
MLVSS	« Mixed liquor volatile suspended solids », concentration de solides volatiles en suspension dans la liqueur mixte
MVES	Matière volatile en suspension
NH ₄ -N	« Ammonium nitrogen », azote ammoniacale
NTK	Azote totale Kjeldahl
N _{tot}	Azote total
OER	Objectif environnemental de rejet
o-PO ₄	Orthophosphates
PAEF	Plan agro-environnemental de fertilisation
ppm	Parties par millions
PP, <i>Polipur</i>	Procédé de polissage électrochimique à la station de traitement du CEPP
P _{tot}	Phosphore total
REA	Règlement sur les exploitations agricoles
SRT	« Sludge retention time », temps de rétention des boues
TSS	« Total suspended solids », total des solides en suspension
TRB	Temps de rétention des boues
TKN	« Total Kjeldahl nitrogen »

TMP	Pression transmembranaire
TRH	Temps de rétention hydraulique
UFC	Unités formatrices de colonies

CHAPITRE 1 : INTRODUCTION

1.1 PROBLÉMATIQUE

Au cours des 50 dernières années, le Québec est progressivement passé à un modèle d'agriculture beaucoup plus intensif caractérisé par une augmentation de la productivité. Durant cette période, le nombre de porcs en élevage a quadruplé pour atteindre en 2001 près de 7 millions de porcs produits annuellement. La quantité de déjections animales a augmentée conséquemment. Cette croissance du cheptel porcin n'a pas été uniforme sur tout le territoire, entraînant des concentrations d'activités dans certaines régions. Par exemple, les bassins versants des rivières Chaudières, Yamaska et L'Assomption regroupent près de 65% de la production porcine de la province. Cette forte densité a des impacts importants sur la qualité des eaux de ces régions (BAPE, 2003).

Suite aux investissements majeurs faits depuis les années soixante-dix en assainissement urbain et industriel, les eaux usées de près de 98% de la population québécoise sont traitées. Les activités agricoles représentent maintenant la plus grande source de pollution de l'eau. Pour l'ensemble du secteur agricole, environ 32 millions de mètres cubes de fumiers et de lisiers sont produits annuellement au Québec. De ce nombre, 10 millions de mètres cubes sont produits annuellement par l'industrie porcine, dont 5 à 8 millions de mètres cubes seraient en surplus. On considère qu'il y a surplus de phosphore dans une région lorsque les besoins des surfaces cultivées sont dépassés par la quantité de phosphore contenu dans les lisiers et fumiers (BAPE, 2003).

L'épandage des surplus de déjections animales a plusieurs impacts environnementaux, dont la contamination des eaux, la détérioration des sols et les problèmes d'odeurs. De plus, il y a eu depuis quelques années, d'importantes coupes de forêts dans certaines régions dans le seul but d'obtenir de nouveaux espaces pour épandre les surplus. Le phosphore est le nutriment le plus en surplus lors de la fertilisation (BAPE, 2003).

La production porcine représente un secteur économique important au Québec avec plus de 3 milliards de dollars de ventes et près de 30 000 emplois. Cette bonne performance économique, attribuable en bonne partie à la croissance rapide de la production, a cependant donné naissance à une grande controverse sociale. Plusieurs consultations publiques et recherches ont été réalisées ces dernières années pour réduire les impacts environnementaux de ce secteur. Une solution pour réduire les nuisances environnementales dans les zones en surplus consiste à effectuer un traitement et une valorisation des lisiers. Le coût de ce type de traitement doit cependant être diminué et son fonctionnement simplifié pour en favoriser l'implantation chez les producteurs porcins (BAPE, 2003).

1.2 CONTEXTE

La gestion des lisiers au Québec doit se faire en respectant le Règlement sur les exploitations agricoles (REA). Ce règlement stipule qu'un équilibre doit être atteint d'ici 2010 entre les quantités de phosphore épandues et la capacité réceptrice des sols. Pour y arriver, les agriculteurs devront bientôt adopter des pratiques de gestion des lisiers telles que la réalisation d'un plan agro-environnemental de fertilisation (PAEF) et un bilan de phosphore (MENV, 2005). Dans les cas où les fermes se retrouvent dans des zones en surplus, les lisiers doivent être transportés sur de grandes distances pour procéder à leur épandage. Une alternative envisageable dans cette situation serait d'effectuer un traitement partiel ou complet des lisiers. Cependant, le développement de ces technologies est assez récent et plusieurs incertitudes demeurent en ce qui les concerne. C'est pourquoi un programme de subvention pour la réalisation de projets de recherche ou d'adaptation technologique des fumiers a été mis en place par le ministère de l'Agriculture, des Pêcheries et de l'Alimentation du Québec (MAPAQ). Le Conseil des recherches en Pêches et en Agroalimentaire du Québec (CORPAQ) en assure la supervision. Les principaux objectifs de ce programme sont d'acquérir des

connaissances scientifiques novatrices sur les procédés de traitement des fumiers et de valorisation de leurs sous-produits et de soutenir la réalisation de travaux d'adaptation technologique devant conduire à la démonstration de la viabilité technico-économique de technologies de traitement des fumiers (CORPAQ, 2003).

La compagnie Envirogain inc. a développé un traitement complet de lisier de porc appelé *Solution Biofertile*. Cette filière de traitement a entre autres été installée et opérée dans une ferme école de Saint-Anselme (le CEPP, Centre d'Excellence en Production Porcine) grâce au programme de vitrines technologiques du MAPAQ. La filière de traitement *Solution Biofertile* est constituée principalement d'une séparation physique primaire (FILTRAMAT), d'un bioréacteur à boues activées, d'un filtre à lit ruisselant (*Flair*) et d'un traitement électrochimique (*Polipur*). Le présent projet de recherche, en participant au programme d'adaptation technologique des fumiers, vise à intégrer une technologie existante, un bioréacteur à membranes immergées, dans la filière de traitement *Solution Biofertile* afin d'en réduire les coûts d'opérations. La possibilité qu'un BRM puisse remplacer le *Flair* dans la filière de traitement *Solution Biofertile* pour des fonctions d'enlèvement de la DBO₅ et de nitrification constitue la première hypothèse de ce projet de recherche. La seconde hypothèse de ce projet consiste en la possibilité qu'un BRM intégré en aval du *Polipur* puisse constituer une barrière efficace en ce qui concerne les MES, l'ammoniac et les coliformes fécaux. Ce projet comporte deux étapes : préfaisabilité et étude pilote. La première étape, réalisée en laboratoire par Bastien Renault, a permis de déterminer la capacité d'un bioréacteur à membranes (BRM) immergées à épurer un effluent prétraité par la filière de traitement *Solution Biofertile* et de tester la stabilité d'un tel équipement ainsi que sa robustesse (Renault, 2004).

1.3 OBJECTIFS

Le premier objectif de cette étude était de confirmer la possibilité d'intégrer un bioréacteur à membranes immergées (BRM) dans la filière de traitement *Solution Biofertile* pour en améliorer les performances ainsi que pour réduire les coûts d'un rejet sécuritaire de l'effluent traité, conformément aux exigences du ministère de l'Environnement (MENV) ou pour la réutilisation hygiénique à l'intérieur même de la ferme. Les travaux ont été réalisés à l'échelle pilote au CEPP. Les cibles suivantes d'effluent étaient visées : 5 mg MES/L, 5 mg DBO₅/L, 10 mg NH₄-N/L, 1 mg P_{tot}/L et 200 UFC/100 mL de coliformes fécaux.

Le second objectif de la présente étude était de démontrer l'intérêt économique d'utiliser un BRM en association avec la filière de traitement *Solution Biofertile*. La réduction des frais d'énergie et d'opération permettrait d'améliorer l'accessibilité d'une telle chaîne de traitement pour les entreprises porcines existantes (Comeau et al., 2003).

CHAPITRE 2 : REVUE DE LITTÉRATURE

2.1 LA PRODUCTION PORCINE AU QUÉBEC ET SES CONSÉQUENCES ENVIRONNEMENTALES

La production laitière est traditionnellement la principale production animale québécoise, mais elle a maintenant été presque rattrapée par la production porcine. En effet, cette dernière a connu une forte croissance de près de 325% au cours des trente dernières années. De plus, le nombre d'entreprises porcines a diminué avec l'industrialisation de la production et leur taille a grossi de façon importante. En soixante ans, le nombre d'entreprises porcines est passées au Québec de 110 000 à 2800, alors que le nombre de têtes est passé pour la même période de 80 à 1600 par ferme (BAPE, 2003).

Graduellement, la production porcine s'est spécialisée et elle a adopté de nouvelles techniques, principalement au niveau de l'alimentation, des bâtiments, des équipements, des règles de biosécurité et des modes de gestion des lisiers. En 2001, près de 98% du cheptel québécois de porcs était géré sous forme de lisier (aussi appelé fumier liquide). Ce mode de gestion des fumiers est économiquement avantageux pour le producteur, particulièrement en terme de réduction de main-d'œuvre. Dans les bâtiments actuels d'élevage, les porcs sont élevés sur un plancher latté sous lequel sont recueillies leurs déjections et chaque porc dispose en moyenne de moins de un mètre carré d'espace (BAPE, 2003).

Il y a quelques décennies, l'élément considéré le plus important au moment d'implanter une ferme d'élevage était la proximité avec la terre et les sols environnants. Ceci était important à la fois pour l'alimentation des animaux et pour épandre les déjections animales produites. Les porcs s'alimentent principalement de céréales contrairement aux bovins qui se nourrissent surtout de fourrages. Étant donné la facilité de transport de leur nourriture, les entreprises porcines ont pu se développer hors des

régions productrices de céréales. C'est ce qui a également causé la concentration de ces entreprises dans certaines régions. De nos jours, plus de 30% des fermes porcines ne possèdent pas de sol pour épandre leur lisier et près de 60% des fermes doivent conclure des ententes pour épandre leur lisier ailleurs. Il y a donc eu un grand besoin de terres pour l'épandage des lisiers, entraînant d'importantes activités de déforestation dans certaines régions. De plus, des surfaces importantes ont été dédiées à des monocultures de céréales telles que le maïs (culture exigeante en phosphore) pour alimenter les porcs (MENV, 2003).

De sérieux impacts environnementaux sont causés par la production porcine. La surfertilisation des terres avec le lisier fait en sorte que l'azote et le phosphore ne sont plus absorbés par les végétaux. Ces éléments nutritifs peuvent alors se retrouver dans les eaux de surface ou souterraines, s'accumulant à l'échelle des bassins versants. Plusieurs lacs et cours d'eau sont aux prises avec des problèmes d'eutrophisation. Ce phénomène entraîne un enrichissement en élément nutritifs faisant proliférer les algues et les plantes aquatiques, dont certaines telles que les cyanobactéries, produisent des toxines. D'autres éléments contenus dans les lisiers, comme les nitrates et les microorganismes, peuvent aussi contaminer les eaux. Une récente étude a montré qu'il y a une plus grande proportion de puits affectés par les nitrates dans les zones d'agriculture intensive et que la fréquence d'une contamination bactériologique y est plus élevée (MENV, 2004).

La production porcine a aussi des effets sur la qualité de l'air par le biais d'émissions de gaz à effets de serre (méthane, NO_x), de gaz causant des pluies acides comme l'ammoniaque ainsi que de gaz toxiques et malodorants comme le sulfure d'hydrogène lors de l'entreposage des lisiers. Le principal élément de mobilisation sociale contre l'augmentation de la production porcine est certainement le problème des odeurs. Aux périodes d'épandages, les problèmes d'odeurs vont même affecter des régions urbaines pourtant situées à de grandes distances des lieux de production (BAPE, 2003).

L'utilisation excessive d'antibiotiques dans l'industrie porcine a aussi des conséquences sur l'environnement. En Amérique du Nord, près de la moitié des antibiotiques sont utilisés par le secteur agricole, entre autres pour accélérer la croissance des animaux en prévenant les maladies. L'usage abusif d'antibiotiques cause le développement de souches de bactéries pathogènes résistantes qui sont de plus en plus difficiles à traiter. Des études ont montré que des gènes de résistance aux antibiotiques se retrouvent dans le lisier de porcs et conséquemment dans le sol où ce lisier est épandu (Juteau, 2003).

2.2 CARACTÉRISATION DU LISIER DE PORCS

Les lisiers bruts de porcs représentent un type d'eau usée très chargée qui contiennent des charges polluantes de 200 à 500 fois plus élevées qu'une eau usée domestique typique (Baril, 2002). Les caractéristiques des lisiers varient selon leur mode de gestion, les équipements utilisés et les catégories d'animaux élevés. En effet, une entreprise qui élève des porcs à l'engraissement produit un lisier plus chargé qu'une entreprise élevant des truies et porcelets non sevrés (CRAAQ, 2003). Le tableau 2.1 présente les valeurs de référence utilisées pour les lisiers de différentes catégories de production porcine. La composition moyenne du lisier dans une structure d'entreposage est d'environ 97% d'eau et de 3% de matières sèches (IRDA, 2003).

Tableau 2.1 : Comparaison des caractéristiques des lisiers de porcs (adapté de IRDA, 2003)

Type de lisier	Matière sèche (%)	N total (mg/L)	N-NH ₄ (mg/L)	P total (mg/L)	C/N (g/g)
Porcs en engrangement	3,2	4 200	3 400	1035	4
Truies et porcelets non sevrés	2,0	2 600	2 200	810	3

2.3 LES TECHNOLOGIES DE TRAITEMENT DU LISIER

Pour réduire les impacts environnementaux de la production porcine, plusieurs technologies de traitement des lisiers ont été développées. Elles se divisent en deux types: les traitements partiels et les traitements complets.

Dans le cas d'un traitement partiel, une partie importante des charges fertilisantes se retrouve concentrée dans la partie solide. Ceci peut permettre à un producteur en surplus d'épandre la partie liquide sur une surface réduite de terres agricoles et de valoriser les solides à la ferme ou dans un centre régional (Juteau, 2003). Le traitement complet, quant à lui, vise à épurer suffisamment le lisier pour pouvoir en rejeter le plus grand volume au cours d'eau. Pour ce type de traitement, il n'y a donc pas de sous-produits liquides à épandre dans les champs (BAPE, 2003).

La partie solide devrait quant à elle être transformée en sous-produits stabilisés, sans odeurs et exempts de pathogènes (composts matures ou granules de fertilisant par exemple). Ces derniers produits sont considérés comme ayant une valeur ajoutée et peuvent être vendus pour réduire le coût net d'un traitement. Il faut cependant noter qu'un traitement complet ne va pas nécessairement stabiliser et désodoriser la partie solide. Par exemple, l'effluent liquide d'un traitement d'osmose inverse (considéré traitement complet pour la partie liquide) pourrait être rejeté au cours d'eau sans que les boues produites ne soient stabilisées, désodorisées et exemptes de pathogènes (Juteau, 2003).

Une première difficulté rencontrée lors du traitement du lisier est sa charge polluante élevée (charge organique, azote et phosphore). On doit donc adapter les équipements standard de traitement des eaux usées. La deuxième difficulté rencontrée est le faible volume à traiter. En effet, près 5 mètres cubes de lisier sont produits quotidiennement par une ferme de porcs en engrangement alors qu'environ 8 mètres cubes de lisier sont produits quotidiennement par une ferme de type naisseur-finisseur (truies et porcelets

non sevrés) de 160 truies. Une troisième difficulté est le coût d'un traitement. Pour être accessible, le traitement doit être compétitif économiquement avec les alternatives qui s'offrent aux producteurs porcins et son coût doit comprendre tous les frais de gestion des sous-produits liquides et solides. Une quatrième difficulté rencontrée est que les traitements doivent pouvoir être facilement opérés et ne pas demander trop d'intervention de la part du producteur porcin (Fortin, 2004).

Les traitements des fumiers et lisiers peuvent être regroupés en deux grandes catégories : les traitements biologiques et les traitements physico-chimiques. Parmi les traitements biologiques, on retrouve le compostage, les traitements biologiques aérobies et les traitements biologiques anaérobies. Parmi les traitements physico-chimiques, on retrouve les traitements de séparation solide-liquide et les traitements thermiques. Il est possible de combiner plusieurs procédés dans une même filière. Les filières de traitement peuvent être installées soient individuellement à la ferme, soient de façon collective pour regrouper plusieurs producteurs ou en unités mobiles. Le tableau 2.2 présente les principales technologies de traitement des lisiers en développement au Québec. Les coûts de ces technologies varient selon les objectifs de traitements partiels ou complets. On estime que les coûts des traitements partiels varient de 5 \$ à 10 \$/m³, alors que les coûts des traitements complets varient de 5 \$ à 15 \$/m³. On doit ajouter à ces montants les frais de gestion des sous-produits (Fortin, 2004).

Tableau 2.2 : Description des principales technologies de traitement des lisiers et des solides en développement au Québec (adapté de Fortin, 2004)

Technologie	Description	Commentaires
SÉPARATION SOLIDE-LIQUIDE		
Séparateur FAN (Équipements Laliberté)	Presse à vis	<ul style="list-style-type: none"> • Ne permet pas le rejet au cours d'eau de la partie liquide
Procédé Séquencia (Aliments Breton)	Tamis et flocculateur avec ajout de polymères	<ul style="list-style-type: none"> • Le phosphore est concentré dans les boues • Capacité variable à extraire le phosphore • Épandage plus uniforme • Boues non stabilisées
Décanteur Centrifuge (Alfa-Laval, Westfalia, Peralisi)	Décanteur centrifuge	<ul style="list-style-type: none"> • Nécessite de dupliquer les techniques d'entreposage, de manutention et d'épandage
Maximiser	Tamis	
SLS technologies inc.	Séparateur centrifuge avec ajout de dolomite	
Purin Pur*	Séparation – ultrafiltration – osmose inverse	<ul style="list-style-type: none"> • Traitement complet et compact • Récupération de tous les fertilisants. • Système complexe • Durée de vie des membranes, risque de colmatage et coûts d'opération non confirmés • Sous-produits solides conservent un potentiel d'odeur et représentent 50% du volume initial
TRAITEMENT BIOLOGIQUE AÉROBIE		
DEC	Réacteur aérobio (BIO-DEC)	<ul style="list-style-type: none"> • Traitement complet du lisier (voir la section Séchage thermique des solides)
INRS – Institut Armand-Frappier	Biotraitemen aérobio thermophile	<ul style="list-style-type: none"> • Dégradation de la matière organique et odeurs • Élimination de l'azote ammoniacal • Destruction des microorganismes pathogènes
BIOSOR* (CRIQ)	Décantation naturelle ou mécanique suivie d'un traitement biologique aérobio dans des médias filtrants à base de mousse de tourbe	<ul style="list-style-type: none"> • L'eau peut être rejetée dans un champ d'épuration ou entreposée pour irrigation • Traite en partie l'air des bâtiments • Requiert peu d'énergie • Nécessite beaucoup d'espace
F3L (Groupe Dynaco)	Traitemen biologique aérobio par des levures	<ul style="list-style-type: none"> • Produits sans odeurs • Traite en partie l'air des bâtiments • Produit une biomasse protéique • Nécessite peu d'énergie
TRAITEMENT BIOLOGIQUE AÉROBIE & ANOXIE		
BIOFERTILE* (Envirogain)	Bioréacteur aérobio-anoxie jumelé à un filtre à presse, une unité de polissage de l'eau et un filtre pour les odeurs	<ul style="list-style-type: none"> • Traitement complet qui vise le rejet de l'effluent au cours d'eau après polissage • Système compact et modulable selon la taille et l'objectif de traitement • Le phosphore est concentré dans des boues stabilisées

Tableau 2.2 : Description des principales technologies de traitement des lisiers et des solides en développement au Québec (suite)

TRAITEMENT BIOLOGIQUE ANAÉROBIE			
BIO-TERRE* (Bio-terre Systems Inc.)	Digestion anaérobiose à température ambiante générant des biogaz pouvant alimenter une génératrice ou une bouilloire	<ul style="list-style-type: none"> • Produits sans odeurs • Valorisation énergétique permet de réaliser une économie • Faible consommation énergétique • Traitement de l'effluent nécessaire avant de pouvoir l'utiliser pour le lavage ou le rejet au cours d'eau 	
COMPOSTAGE			
Biomax (Compost-Air) Éco-Compost (meunerie J.B. Dionne)	Ajout au lisier de fumier de poulet ou de sciure de bois et compostage dans des cellules ventilées	<ul style="list-style-type: none"> • Volume final produit environ le même que le volume initial de lisier • Marché limité pour le compost • Perte d'azote 	
TRAITEMENT THERMIQUE			
AGRIOR (Fertior et Envirogain)	Centre régional de séchage et granulation des boues de lisiers et des fumiers solides	<ul style="list-style-type: none"> • Ne traite pas le lisier brut, mais les boues issues d'un traitement initial • Coût de transport peut être élevé si le producteur est loin du site • Coût énergétique élevé • Produit des engrains organiques granulés 	
DEC	Centre régional composé : séchoir à plateaux (DEC 2000) et unité de granulation	<ul style="list-style-type: none"> • Traitement complet du lisier • Coût de transport peut être élevé si le producteur est loin du site • Coût énergétique très élevé • Produit des engrains organiques granulés 	

* Technologie ayant bénéficié du programme d'aide à l'implantation de vitrines de traitement à la ferme du MAPAQ

2.4 LA FILTRATION MEMBRANAIRE

2.4.1 Définitions et terminologie

La filtration d'un liquide, dans son sens général, peut être définie comme étant l'enlèvement de ses composantes particulières et colloïdales (Metcalf & Eddy, 2003). Ceci peut être accompli en retenant ces composantes sur un support perméable, semi-perméable ou dans un lit de matériaux granulaires. La filtration membranaire enlève, en plus des composantes particulières et colloïdales, certaines composantes dissoutes (Stephenson et al., 2000). Le rôle le plus courant des membranes est de servir de barrière sélective de façon à permettre le passage de certaines composantes d'un liquide alors qu'elle retient certaines autres composantes (Cheryan, 1998 ; Livingston, 1994).

La force motrice permettant la séparation membranaire peut être une différence de pression, une différence de potentiel électrique ou une différence de concentration (Katsikaris et al., 2005). Les termes utilisés couramment en filtration membranaire et utilisés dans la présente étude sont présentés au tableau 2.3 et à la figure 2.1.

Tableau 2.3 Terminologie utilisée dans le procédés membranaires (adapté de Metcalf & Eddy, 2003)

TERME	DESCRIPTION
Affluent	Liquide entrant dans le module membranaire
Concentrat, rejet	Portion de l'affluent qui ne passe pas à travers la membrane et qui contient une concentration plus élevée de solides
Colmatage	Dépôt et accumulation de matériel solide sur la membrane
Flux	Taux de transfert massique ou volumique à travers la surface de la membrane
Membrane	Unité comprenant un groupe de membranes planes ou cylindriques assemblées de façon à fournir une surface nominale de filtration
Module membranaire	Unité complète, comprenant les membranes, la structure générale de support, l'entrée pour l'affluent et la sortie pour le perméat et le concentrat
Perméat	Portion du liquide d'alimentation qui passe à travers la membrane et qui contient une concentration moins élevée de solides
Pression transmembranaire	Différence de pression entre le côté d'alimentation et le côté du perméat
Seuil de rétention des molécules	Plus petit poids moléculaire rejeté par la membrane, habituellement en dalton (D)

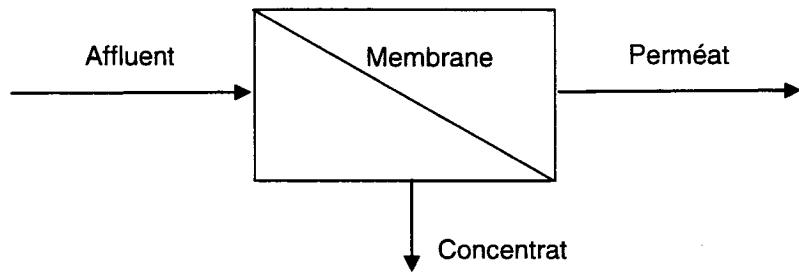


Figure 2.1 Schéma général d'un procédé membranaire

2.4.2 Classification des procédés membranaires

Les procédés membranaires regroupent la microfiltration (MF), l'ultrafiltration (UF), la nanofiltration (NF), l'osmose inverse (OI), la dialyse et l'électrodialyse (ED). Ces procédés sont classifiés selon les critères suivants : le type de matériaux qui les composent, le type de force d'entraînement, le mécanisme de séparation ainsi que la taille nominale des particules enlevées (Metcalf & Eddy, 2003).

Les matériaux de membranes peuvent être catégorisés soit de matériaux denses ou poreux, selon le mécanisme de séparation. La séparation par des matériaux denses s'effectue par interactions physico-chimiques entre les composantes du liquide filtré et le matériel de la membrane. Ce type de séparation est utilisé par les procédés de séparation qui ont la sélectivité la plus élevée (osmose inverse par exemple). Les matériaux poreux vont quant à eux accomplir la séparation mécaniquement par exclusion de grosseur de particules où les substances rejetées peuvent être dissoutes ou en suspension selon la grosseur des pores. Les membranes vont être plus précisément fabriquées à partir de matériaux organiques (polymères) ou inorganiques (céramiques ou métalliques) (Judd, 2003). Les membranes inorganiques ont une plus grande résistance chimique et thermique, mais leur coût est élevé (Bouchard et al., 2000). La

plupart des membranes utilisées en traitement des eaux usées sont fabriquées à partir de matériaux organiques. Les membranes polymériques ont tendance à se compacter, ce qui peut diminuer leur perméabilité. C'est pourquoi les manufacturiers vont spécifier des gammes de pression d'utilisation. Le tableau 2.4 présente les caractéristiques générales des procédés membranaires, alors que la figure 2.2 compare les intervalles d'opération des procédés membranaires et les principaux constituants des eaux usées.

Tableau 2.4 Caractéristiques générales des procédés membranaires (adapté de Metcalf & Eddy, 2003)

Procédés membranaires	Force d'entraînement de membrane	Mécanisme de séparation typique	Taille des pores	Intervalle d'opération (μm)	Composantes enlevées
Microfiltration	Différence de pression hydrostatique	Tamisage	Macropores ($>0,05 \mu\text{m}$)	0,08 – 2,0	MES, turbidité, protozoaires, certaines bactéries et virus
Ultrafiltration	Différence de pression hydrostatique	Tamisage	Mésopores (0,002 - 0,05 μm)	0,005 – 0,2	Macromolécules, particules colloïdales, plupart des bactéries, certains virus, protéines
Nanofiltration	Différence de pression hydrostatique	Tamisage, diffusion et exclusion	Micropores ($< 0,02 \mu\text{m}$)	0,001 – 0,01	Petites molécules, certaines duretés, virus
Osmose inverse	Différence de pression hydrostatique	Diffusion et exclusion	Dense ($< 0,02 \mu\text{m}$)	0,0001–0,001	Très petites molécules, couleur, dureté, sulfates, nitrates, sodium et autres ions
Dialyse	Différence de concentration	Diffusion	Mésopores (0,002 - 0,05 μm)	-	Macromolécules, particules colloïdales, plupart des bactéries, certains virus, protéines
Electrodialyse	Force électromotrice	Échange d'ions avec membranes sélectives	Micropores ($< 0,02 \mu\text{m}$)	-	Ions

La figure 2.2 illustre la classification des procédés membranaires selon leurs intervalles d'opération.

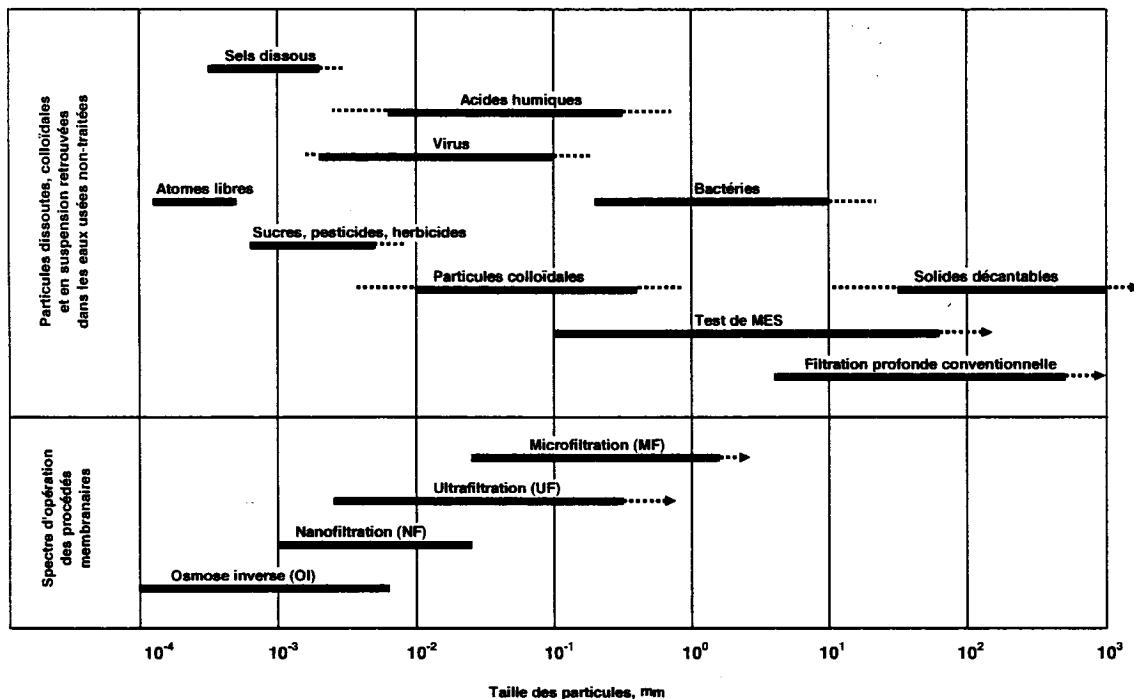


Figure 2.2 Comparaison des intervalles d'opération des procédés membranaires et des principaux constituants des eaux usées (adapté de Metcalf & Eddy, 2003 ; Stephenson et al., 2000)

2.4.3 Configurations des membranes

Les configurations de membranes sont soit basées sur une géométrie plane ou cylindrique. Elles se divisent en quatre principales catégories de modules:

- les modules à membranes planes
- les modules spiralés
- les modules tubulaires
- les modules de fibres creuses

Le tableau 2.5 présente les avantages et inconvénients propres à chacune de ces configurations de membranes.

Tableau 2.5 Configurations des membranes (adapté de Judd, 2003)

Configurations	Rapport surface/volume (m ² /m ³)	Coût	Turbulence	Rétrolavage	Utilisations ^a
Planes	100-300	Élevé	Moyenne	Non	ED, UF, OI
Spiralées	800-1 200	Bas	Faible	Non	OI, NF, UF
Tubulaires	150-300	Très élevé	Très bonne	Non	MF
Fibres creuses	10 000-20 000	Très bas	Très faible	Oui	MF, UF, OI

^a L'utilisation la plus courante est en caractères gras

Les modules plans sont constitués de feuilles de membranes posées sur des supports poreux et des cadres. Pour ce genre d'application, un module de membranes planes peut comprendre plusieurs dizaines d'éléments membranaires recueillant le perméat à l'intérieur de chacun d'entre eux. Les configurations planes sont surtout limitées à l'électrodialyse et aux utilisations sous basses pressions (microfiltration et ultrafiltration) (Judd 2003). La figure 2.3 montre le schéma de fonctionnement d'un module plan.

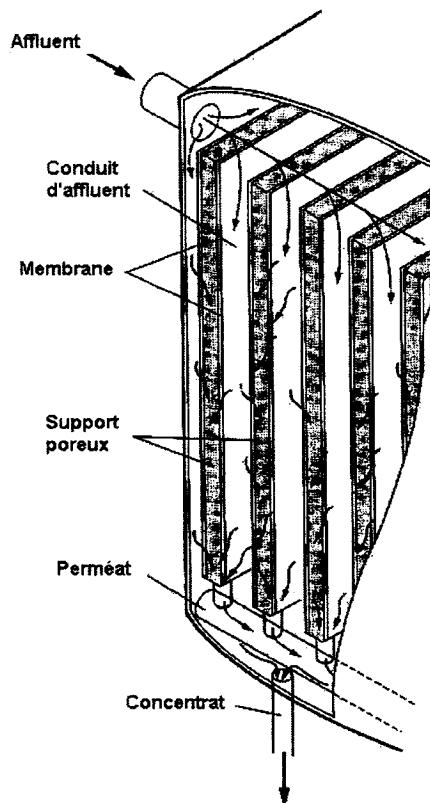


Figure 2.3 Schéma de fonctionnement d'un module plan (adapté de Metcalf & Eddy, 2003)

Un module spiralé est constitué d'une membrane plane scellée sur trois côtés. Le côté non scellé est relié à un conduit perforé recueillant le perméat et un élément espaceur flexible est ajouté sur la membrane plane. Ensuite, ces deux éléments sont enroulés en spirale autour du conduit perforé. L'élément espaceur sert de conduit pour l'alimentation et de promoteur de turbulence.

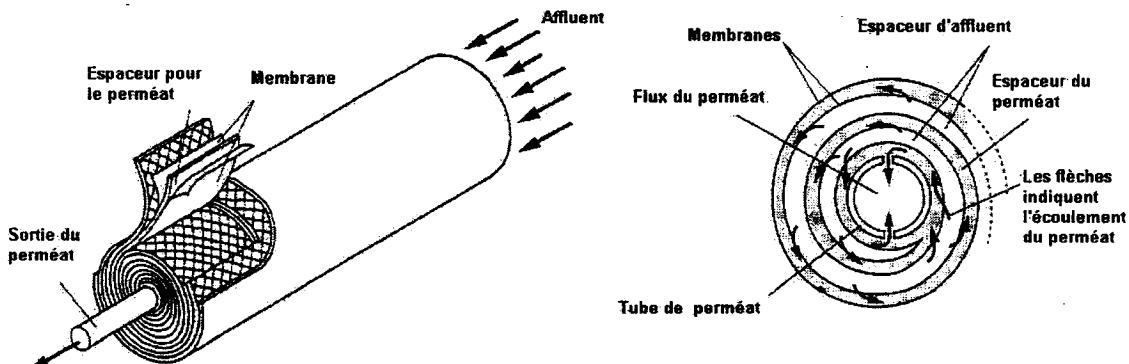


Figure 2.4 Isométrie et vue en coupe d'un module spiralé (adapté de Metcalf & Eddy, 2003)

Les modules tubulaires sont constitués de plusieurs membranes cylindriques reliées aux extrémités à un conduit sous pression. L'alimentation se fait à l'intérieur des tubes et le perméat est recueilli à l'extérieur. Le concentrat quant à lui continue de s'écouler à travers l'intérieur du tube. Cette configuration donne facilement accès à la surface des membranes colmatées. Il est facile de les nettoyer en injectant un produit chimique à l'intérieur et en nettoyant mécaniquement cet espace avec de petites balles de mousse qui y circulent en raclant la paroi (Bouchard et al., 2000). Ces facteurs font en sorte que les modules de membranes tubulaires sont surtout utilisés pour les eaux fortement chargées de solides.

Les membranes à fibres creuses ont aussi une forme tubulaire, mais leur diamètre est inférieur. Les fibres creuses sont caractérisées généralement par un diamètre inférieur à 2 mm (Buisson et al., 1998). Étant donné que la résistance mécanique d'un tube augmente lorsque son diamètre diminue, les membranes à fibres creuses sont autoportantes et elles n'ont pas besoin d'être supportées par un tube rigide (Stephenson et al., 2000). Leur faible diamètre permet d'obtenir le rapport le plus élevé de surface de filtration par volume occupé. L'alimentation peut se faire de l'intérieur vers l'extérieur ou de l'extérieur vers l'intérieur. Les membranes sont assemblées en faisceaux et leurs extrémités sont encastrées dans des capsules qui isolent le perméat de l'eau à traiter (Bouchard et al., 2000). Les fibres creuses ont davantage tendance à

s'encrasser en raison d'un moins bon contrôle sur les conditions hydrodynamiques. Elles peuvent être périodiquement nettoyées à l'aide de rétrolavages. Ce type de membrane est simple à fabriquer et c'est celui dont le coût est le moins élevé (Zeman et al., 1996).

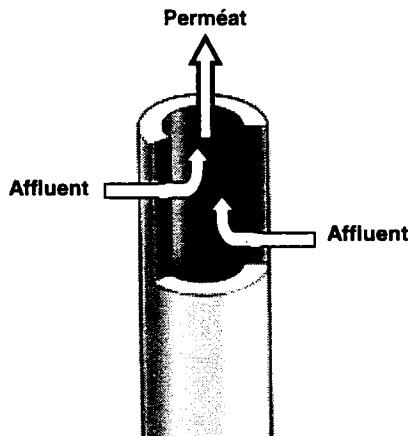


Figure 2.4 Membrane à fibre creuse (adapté de ZENON, 2004)

2.4.4 Colmatage des membranes

Le colmatage d'une membrane peut être décrit comme étant la diminution graduelle du débit de perméation (pour une pression constante) causé par l'accumulation de particules sur la surface et à l'intérieur des pores de la membranes (Bouchard et al., 2000). On considère ce phénomène comme l'élément principal qui limite l'utilisation à plus grande échelle des procédés membranaires. Le colmatage des membranes est un élément qui aura une incidence sur les besoins de prétraitement, les nettoyages requis, les conditions d'utilisation, le coût et la performance du système (Metcalf & Eddy, 2003). Quand ce phénomène se produit, il peut y avoir rétrécissement des pores, blocage des pores ou formation d'un gâteau. Lorsque la concentration de particules augmente près de la membrane (polarisation de la concentration), le colmatage est favorisé. Pour contrôler le colmatage des membranes, on utilise principalement cinq méthodes :

1. Prétraitement de l'affluent. Un prétraitement peut être appliqué à l'affluent pour réduire la concentration en solides et en microorganismes (Metcalf & Eddy, 2003). Un conditionnement chimique peut aussi être implanté pour limiter la précipitation sur la membrane.
2. Réduction du flux de perméation. Généralement, le colmatage colloïdal est plus important que le colmatage particulaire (Bouchard et al., 2000). Il existe un flux critique à partir duquel une accumulation de matières colloïdales a lieu (Field et al., 1995). Si le flux de perméation est réduit sous cette valeur critique, une utilisation stable de la membrane est possible.
3. Rétrolavages. Une autre méthode courante pour contrôler le colmatage est d'effectuer des rétrolavages de la membrane en effectuant une pulsation de perméat à contre-courant. Ces rétrolavages peuvent être effectués de façon cyclique et automatisée. Il faut cependant noter que cette méthode a pour désavantage d'engendrer une perte de perméat (Judd, 2003).
4. Aération turbulente. L'aération turbulente quant à elle est produite en utilisant un diffuseur situé en dessous du module de membranes. La grande quantité de bulles d'air grossières montant le long de la membrane aide à induire des contraintes de cisaillement, favorisant ainsi le rétrotransport des flocs déposés sur la surface des membranes (Shimizu et al., 1996).
5. Lavages chimiques. Le lavage chimique des membranes peut être fait à partir de plusieurs types de produits. On utilise principalement les solutions acides pour enlever les dépôts inorganiques, les solutions basiques et les agents tensioactifs pour enlever la matière organique alors que les désinfectants sont utilisés pour prévenir la croissance de microorganismes (Bouchard et al., 2000). Le choix des produits chimiques doit aussi être fait en fonction de la

nature du matériau membranaire (limites de pH et de température ainsi que tolérance au chlore, aux autres désinfectants et aux acides). Le colmatage est considéré comme étant irréversible quand des méthodes simples de nettoyage chimique des membranes ne permettent pas de corriger une diminution progressive du flux de perméation (Stephenson et al., 2000).

2.5 BIORÉACTEURS À MEMBRANES

2.5.1 Définition

On peut définir généralement le concept de bioréacteur à membrane (BRM) comme étant la combinaison d'un bioréacteur à biomasse suspendue avec une séparation par membranes de microfiltration ou d'ultrafiltration. Dans un tel système, le procédé conventionnel de boues activées est modifié de façon à remplacer les décanteurs par une filtration membranaire (Cicek et al., 1998).

2.5.2 Utilisations de BRM pour le traitement des eaux usées

On utilise depuis le début des années 1970 des procédés membranaires de microfiltration (MF) et ultrafiltration (UF) pour remplacer des décanteurs secondaires servant au traitement de boues activées (Smith et al., 1969). Dans un bioréacteur à membranes, le couplage d'un procédé membranaire avec un procédé à boues activées offre plusieurs avantages (Metcalf & Eddy, 2003; Adham et al., 2001; Muller et al., 1995 ;Yamamoto et al., 1989) :

- un temps de rétention hydraulique (TRH) plus court;
- un temps de rétention des boues (TRB) plus élevé, résultant en une moins grande production de boues (aucune purge dans certains cas);

- un âge de boues plus élevé permet le développement de microorganismes à croissance lente ainsi qu'un meilleur enlèvement des composés azotés et de la matière organique réfractaire;
- une excellente qualité d'effluent en terme de turbidité, de bactéries, de matières en suspension (MES) et de demande biochimique en oxygène (DBO);
- un espace requis moindre que les procédés conventionnels de traitement des eaux usées.

Certains inconvénients sont reliés à l'utilisation d'un BRM : des coûts d'achat élevés, des données limitées sur la durée de vie des membranes, des coûts potentiellement élevés de remplacement périodique des membranes et le besoin de contrôler le colmatage des membranes (Metcalf & Eddy, 2003). De plus, les boues de BRM sont constituées de flocs de plus petites tailles en raison du TRB plus long et de la forte agitation de la cuve d'aération. Le traitement des boues extraites peut donc s'avérer problématique en raison de leur faible potentiel de filtration et de décantation (Cicek et al., 1999a).

Dans le secteur municipal nord-américain, plus de 15 stations d'épuration des eaux usées utilisent actuellement des BRM pour des débits journaliers allant jusqu'à 9 500 m³/d. La plupart de ces installations sont des rénovations de stations d'épuration existantes. Dans ces cas, l'utilisation des BRM permet d'améliorer la qualité de l'effluent et d'augmenter les capacités de traitement en utilisant peu d'espace (Côté et al., 2000). De plus, des usines de traitement des eaux usées qui réutilisent leur effluent pour l'irrigation de terres étudient l'emploi de BRM pour réduire les quantités de sulfure produit dans les conduites d'eaux usées traitées. La production de cet élément dans le réseau de transport cause des problèmes de toxicité, de corrosion et de mauvaises odeurs. En nitrifiant complètement et en réduisant la quantité de matière organique dans l'eau traitée, les BRM peuvent empêcher l'apparition de conditions

anaérobies, de biofilms et par conséquent de production de sulfure dans les conduites (Delgado et al., 2002).

2.5.3 Configurations des systèmes de BRM

Les bioréacteurs à membranes sont composés principalement d'un réacteur responsable de la dégradation biologique et d'un module membranaire séparant la liqueur mixte de l'eau traitée. Les BRM utilisent deux configurations: les bioréacteurs à membranes en boucle externe et les bioréacteurs à membranes immergées (figure 2.5).

Les BRM en boucle externe constituent la première génération de bioréacteurs à membrane (Manem et al., 1996). Dans un tel système, la liqueur mixte circule à travers un module membranaire situé à l'extérieur du bioréacteur. Le fait d'avoir une boucle externe de filtration augmente les coûts énergétiques. De plus, les pompes de recirculation imposent des contraintes de cisaillement importantes, ce qui contribue à détruire les flocs de biomasse et diminue l'activité biologique (Côté et al., 1998).

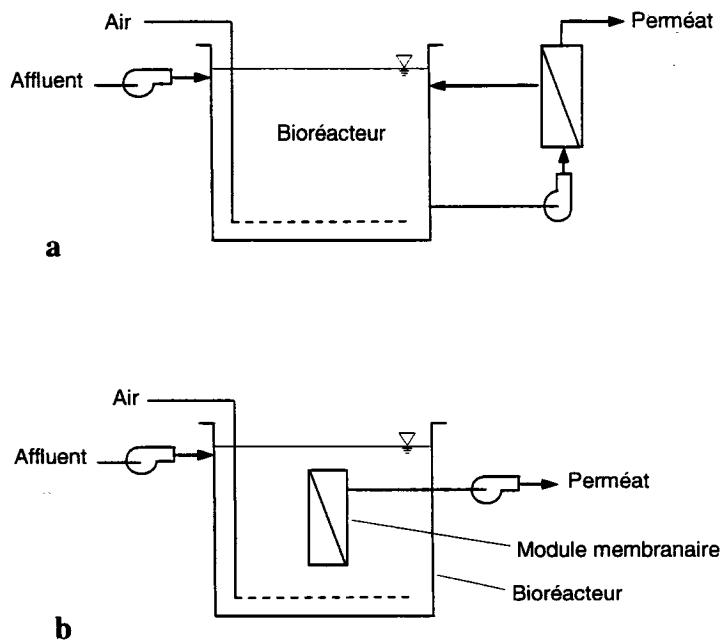


Figure 2.5 Schémas de bioréacteurs à membranes : a) bioréacteur à membranes en boucle externe, et b) bioréacteur à membranes immergées (adapté de Metcalf & Eddy, 2003)

Dans un BRM immergées, le module de membranes de microfiltration ou d'ultrafiltration est directement dans le réacteur à boues activée. La filtration est accomplie en appliquant une pression négative du côté du perméat. Ainsi, le perméat passe à travers la membrane alors que les solides demeurent dans le bioréacteur. Ce type de configuration réduit beaucoup la consommation énergétique attribuable à la filtration (Côté et al., 1998). De l'air est injecté directement sous le module membranaire pour maintenir les solides en suspension dans le bioréacteur et pour nettoyer la surface extérieure des membranes. L'aération augmente l'efficacité de l'enlèvement du gâteau et diminue la pression de succion requise pour la filtration (Ueda et al., 1997). Cet air sert également à fournir de l'oxygène pour maintenir des conditions aérobies (Metcalf & Eddy, 2003).

2.5.4 Flux et taux de chargement

Plusieurs variables ont une influence sur le flux et le taux de chargement choisi pour l'utilisation des bioréacteurs à membranes. Les principales sont la pression transmembranaire (TMP), la taille des pores des membranes, le type d'eau usée et les caractéristiques de la biomasse (Manem et al., 1996).

Les BRM sont typiquement alimentés avec un flux variant entre 5 et 300 L m⁻² h⁻¹, correspondant à un flux spécifique d'environ 20 à 200 L m⁻² h⁻¹ bar⁻¹. Les taux de chargement se situent quant à eux typiquement entre 1,2 et 3,2 kg DCO m⁻³ d⁻¹ (Stephenson et al., 2000). Les performances épuratoires semblent peu varier lorsque le temps de rétention hydraulique (TRH) se situe entre 2 et 24 heures. De plus, la qualité du perméat est peu influencée par le temps de rétention des boues (TRB) lorsque la valeur de ce dernier se situe entre 5 et 3500 jours (aucune purge de boues). Une certaine amélioration de l'efficacité épuratoire est notée lorsque le TRB est augmenté jusqu'à une valeur d'environ 30 jours. Lorsque la valeur de la concentration de matières en suspension dans la liqueur mixte (MLSS) est fixée, la production de boues est inversement proportionnelle au TRH. Le plus petit TRH et la production minimale de boues ne peuvent donc pas être atteints au même moment (Yoon et al., 2004a).

Tableau 2.6 Paramètres typiques d'utilisation de BRM (adapté de Stephenson et al., 2000)

Paramètres	Unités	Valeurs typiques
Charge en DCO	kg/(m ³ · d)	1,2 – 3,2
MLSS	mg/L	5 000 – 20 000
MLVSS	mg/L	4 000 – 16 000
F / M	g DCO/(g MLVSS · d)	0,1 – 0,4
TRB	d	5 - 20
TRH	h	4 - 6
Flux	L/(m ² · d)	600 – 1 100
Suction appliquée	kPa	4 - 35
Oxygène dissous	mg/L	0,5 – 1,0

2.5.5 Performances et capacités des BRM

D'après une revue de littérature effectué par (Stephenson et al., 2000)), un enlèvement de la DBO de 90% à 97% a été obtenu avec des BRM (Côté et al., 1997; Ueda et al., 1996; Trouve et al., 1994). Les concentrations correspondantes de DBO dans le perméat sont généralement inférieures à 10 mg/L. L'enlèvement de la DCO se situe entre 90% et 98%, correspondant à une concentration de DCO dans le perméat d'environ 40 mg/L. L'efficacité d'enlèvement de la DCO des BRM est supérieure aux procédés de boues activés conventionnels qui est généralement de 75% à 85% (Stephenson et al., 2000). Ceci peut s'expliquer par la rétention complète des solides accomplie par les BRM ainsi que par la minimisation des pertes de boues à l'effluent (Côté et al., 1997).

Dans un BRM, les microorganismes spécialisés à croissance lente, tels que *Nitrosomonas* et *Nitrobacter*, se trouvent dans des conditions propices à leur

développement, car les membranes retiennent complètement les solides. Les BRM permettent d'accomplir une nitrification complète (Trouve et al., 1994; Chiemchaisri et al., 1992). L'âge de boues permettant une telle performance varie entre 5 et 72 jours, avec des taux de chargement compris entre 0,05 et 0,66 kg DBO m⁻³ d⁻¹ (Stephenson et al., 2000). D'après (Xiao-Jun et al., 1996), l'efficacité d'enlèvement de l'azote ammoniacal est passé de 94 à 99% en augmentant le TRB de 5 à 10 jours.

L'enlèvement complet de l'azote est possible avec les BRM, mais une zone anoxie est nécessaire. Ceci est possible grâce à deux configurations : l'inclusion d'une zone anoxie séparée (Côté et al., 1997) ou une aération intermittente du bioréacteur (Chiemchaisri et al., 1992). La figure 2.6 présente un schéma d'un BRM avec inclusion d'une zone anoxie séparée.

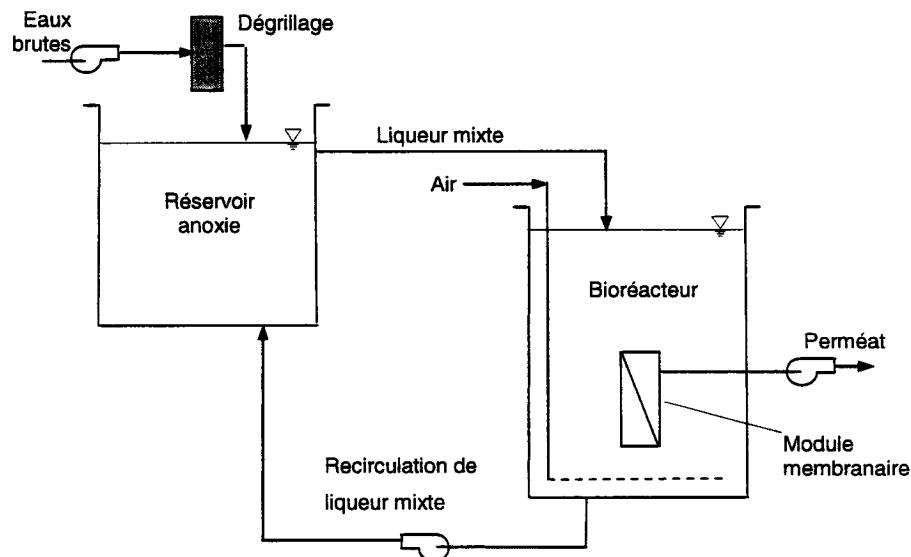


Figure 2.6 Schéma d'un BRM avec inclusion d'une zone anoxie séparée (adapté de Côté et al., 1997)

Avec une configuration de BRM avec aération intermittente, l'efficacité de la dénitrification est reliée à la durée du cycle d'aération et de non aération. De plus, la nitrification dans un BRM avec aération intermittente est dépendante de la

concentration en oxygène dissous de la liqueur mixte durant la phase d'aération (Chiemchaisri et al., 1992). Des études ont démontré que dans une telle configuration, les taux spécifiques de dénitrification (TSDN) variaient de 0,6 à 1,8 mg/(g MVES·h), alors que les taux spécifiques de dénitrification endogène étaient environ de 0,56 mg/(g MVES·h) (Yeom et al., 1999). Il a été noté qu'un taux de chargement minimal d'environ 0,44 g DBO/L est requis pour que la dénitrification commence (Suwa et al., 1992). Une relation linéaire a été observée entre le TSDN et le rapport DBO/Ntot. Une source de carbone supplémentaire peut être nécessaire si le rapport DBO/Ntot est faible. Avec une configuration de bioréacteur à membranes incluant une zone anoxie séparée, un taux d'enlèvement de l'azote de plus de 80% a été observé en établissant un taux de recirculation de la liqueur mixte (débit de recirculation/débit d'affluent) supérieur à 3:1 entre la zone anoxie et aérobie (Rosenberger et al., 2002 ; Sofia et al., 2004).

Bien qu'étant difficile à accomplir en raison de l'âge élevé de boues, un enlèvement biologique du phosphore de près de 15 mg/L a été observé dans un procédé comprenant une alternance de zones anaérobies, anoxies, aérobies et un BRM (Adam et al., 2002). Avec un bioréacteur à membranes incluant une zone anoxie séparée, un taux d'enlèvement du phosphore de 15% a été observé dû à la synthèse de la biomasse pour une concentration de phosphore de 9,2 mg/L à l'affluent (Côté et al., 1997). Par contre, la déphosphatation chimique peut facilement être effectuée dans un BRM en ajoutant une co-précipitation avec des sels de fer ou d'aluminium dans la zone aérobie. Cette méthode de coagulation permet d'atteindre une efficacité d'enlèvement du phosphore supérieure à 80% avec des rapports molaires de 1:1 Al ou Fe :P (Stephenson et al., 2000). Le tableau 2.7 compare les performances de différentes configurations de BRM.

Tableau 2.7 Comparaison des performances de BRM

Type de traitements	Efficacité d'enlèvement (%) et concentration du perméat (mg/L)						
	MES	DBO	DCO	NTK	Ntot	Ptot	Colif. totaux
BRM (Côté et al., 1997)	>99% ND	>97% <5 mg/L	96% 16 mg/L	81% 8 mg/L	36% 27 mg/L	ND	6,4 log 20 UFC/100mL
BRM + zone anoxie (Côté et al., 1997)	>99% ND	>98% <5 mg/L	98% 10 mg/L	96% 2 mg/L	80% 11 mg/L	15% 8 mg/L	6,1 log 43 UFC/100mL
BRM + zone anoxie (Rosenberger et al, 2002)	>99% ND	ND	95% 35 mg/L	ND	82% 13 mg/L	PO ₄ -P : 40% 8 mg/L	ND
BRM + zone anoxie + co-précipitation (Al ou Fe) (Buisson et al., 1998)	>99% ND	>98% <5 mg/L	98% 35 mg/L	96% 2 mg/L	80% 11 mg/L	>80% 1 mg/L	6,2 log ND
BRM + aération intermittente (Ujang et al., 2002)	>99% ND	ND	98% 16 mg/L	NH ₃ -N : 99% 0,04 mg/L	96% 1 mg/L	PO ₄ -P : 78% 3 mg/L	ND
BRM + zones anoxies, anaérobiose & aérobie (Yoon et al., 2004b)	>99% ND	99% 1,5 mg/L	95% 15 mg/L	ND	72% 9 mg/L	73% 0,6 mg/L	ND
Boues activées conventionnel (Cicek et al., 1999a ; Metcalf & Eddy, 2003)	61% ND	94% ND	92% ND	NH ₃ -N : 99%	75% 5 - 8 mg/L	89% ND	ND

ND : non disponible

CHAPITRE 3 : MATÉRIEL ET MÉTHODES

3.1 PRÉSENTATION DU CEPP

Le Centre d'excellence en production porcine (CEPP) est une ferme école située à Saint-Anselme, dans la région de Chaudière-Appalaches. Elle est localisée dans le bassin versant de la rivière Boyer, une zone d'agriculture intensive dont le bilan de phosphore se révèle excédentaire (municipalités en surplus de fumier) (MENV, 2004). C'est une entreprise porcine de petite taille, avec un cheptel d'environ 110 truies et des porcelets sevrés à 20 kg. Les porcs sont élevés sur un plancher latté sous lequel est recueilli leurs déjections. La production de lisier brut de cette ferme est d'environ 2 m³/jour .

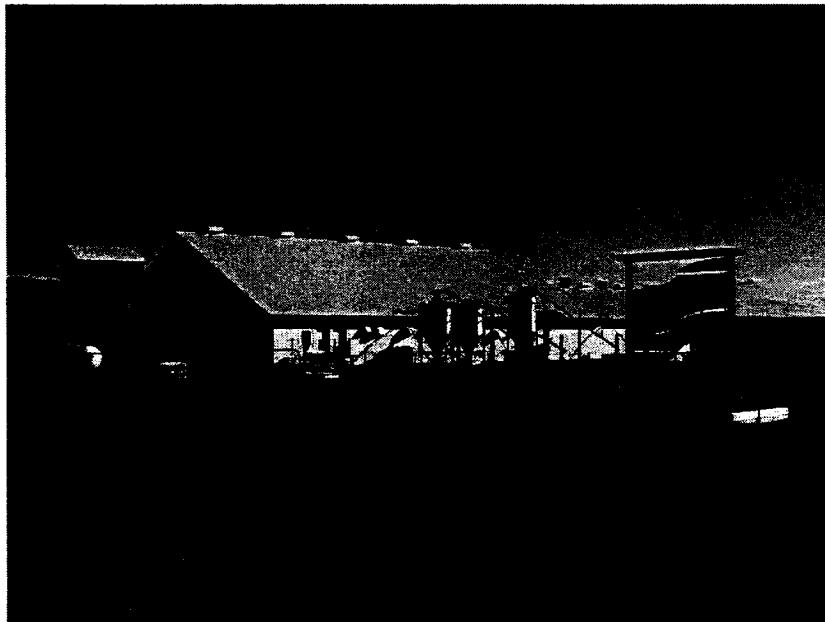


Figure 3.1 Vue extérieure du CEPP (photo prise par M. André Lavergne)

Des mesures strictes de biosécurité sont mises en place au CEPP. Toute personne qui veut y entrer doit au préalable prendre une douche et utiliser les vêtements fournis sur place. Aucun matériel ne peut y pénétrer avant d'avoir été désinfecté par fumigation une journée avant.

3.2 FILIÈRE DE TRAITEMENT BIOFERTILE

La compagnie Envirogain a développé un système de traitement complet du lisier de porc, nommé *Solution Biofertile* (Dutil et al., 2002). Cette filière de traitement a été installée en 2001 au CEPP dans le cadre du programme de vitrine technologique du ministère de l'Agriculture, des Pêcheries et de l'Alimentation du Québec (MAPAQ). La solution Biofertile vise à concentrer les lisiers en biosolides à valeur ajoutée et épurer la partie liquide jusqu'à l'obtention d'une eau conforme aux normes de rejet en milieu naturel. De plus, les odeurs générées dans le bâtiment sont contrôlées.

La solution Biofertile installée au CEPP intègre les technologies suivantes :

- Séparation primaire (FILTRAMAT) : tamis tangentiel séparant une partie importante des solides et du phosphore sans additifs.
- Bassin tampon d'alimentation (BTA) : bassin de régularisation de l'alimentation du bioréacteur. Les solides décantés au fond de ce bassin sont retournés au séparateur primaire (FILTRAMAT).
- Bioréacteur aérobie & anoxie : réacteur biologique séquentiel pour le traitement de la charge organique et de la charge azotée lors de cycles successifs de nitrification-dénitrification. Le bioréacteur est associé à un décanteur (DC1).
- Traitements de l'air et polissage (Flair) : filtre à lit ruisselant pour l'affinage (traitement biologique avancé) de la partie liquide et pour l'épuration de l'air du bâtiment. Le *Flair* est aussi associé à un décanteur (DC2).
- Polissage de l'eau traitée (Polipur; PP) : traitement tertiaire électrochimique éliminant presque complètement le phosphore, les matières en suspension (MES) et les microorganismes résiduels.
- BET : bassin d'eau traitée pour tamponner et contrôler l'évacuation de l'eau traitée.

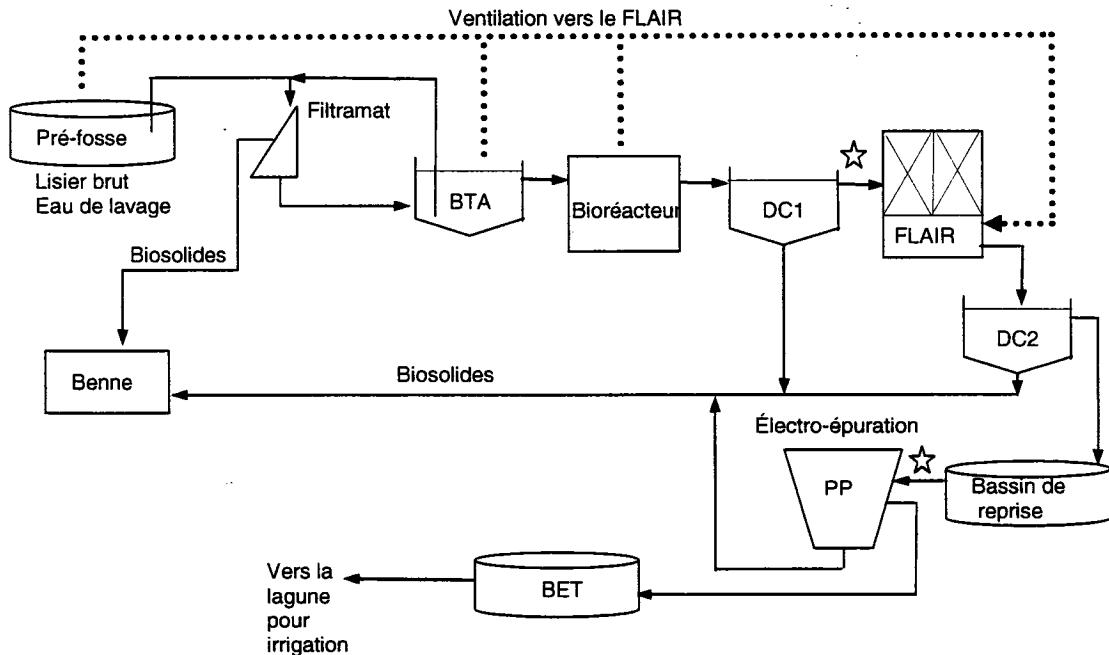


Figure 3.2 Schéma du procédé BIOFERTILE utilisé au CEPP :
 ☆ points de prélèvement pour l'expérimentation pilote avec BRM

Cette étude porte sur l'intégration d'un bioréacteur à membranes immergées à deux endroits différents dans la filière Biofertile. Durant la première période d'expérimentation, l'alimentation du BRM se faisait à partir du surnageant du décanteur associé au bioréacteur (DC1). Durant la deuxième période d'expérimentation, l'alimentation du BRM se faisait à partir de l'effluent non-décanté du *Polipur*.

3.3 BIORÉACTEUR À MEMBRANES IMMÉRGÉES ZW-10

3.3.1 Description du bioréacteur à membranes immergées ZW-10

Le bioréacteur à membranes immergées ZeeWeed® ZW-10 consiste en une unité de démonstration fabriquée par ZENON Environmental inc. C'est un système compact qui

sert, selon le manufacturier, à obtenir des données préliminaires de performance préalablement à d'autres évaluation ou études pilotes avec des unités membranaires de taille commerciale. Pour le traitement des eaux usées, le système fonctionne selon une configuration appelée ZenoGem®. Le système ZW-10 peut aussi être utilisé en mode de filtration directe pour la production d'eau potable (ZENON Environmental Inc., 2003). Le procédé ZenoGem® est considéré par le ministère de l'Environnement du Québec comme une technologie de niveau standard dans des applications d'eaux usées d'origine communautaire (MENV, 2000).

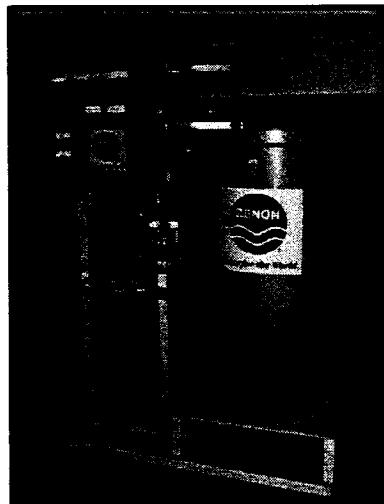


Figure 3.3 Bioréacteur à membranes immergées ZeeWeed® ZW-10 (photo prise par ZENON Environmental inc)

Le système ZW-10 est monté sur un cadre en acier et ses dimensions sont d'environ 1 m x 0,9 m x 1,8 m de haut. Les principales composantes du système sont la cuve d'aération, la cuve de rétrolavage, la pompe péristaltique pour le soutirage des boues, la pompe rotative pour la perméation, le module membranaire ainsi que le panneau de contrôle. Des éléments ont été ajoutés au système ZW-10 fourni par Zenon, tels qu'une pompe péristaltique pour l'alimentation, des flottes de contrôle du niveau bas et haut dans la cuve d'aération ainsi que divers instruments.

L'affluent est d'abord pompé dans la cuve d'aération contenant les modules membranaires. Ensuite, le perméat est acheminé vers une cuve de rétrolavage par une pompe rotative. À intervalle régulier, cette pompe inverse le sens de l'écoulement pour effectuer un rétrolavage des membranes. Une pompe péristaltique sert soit à pomper le perméat hors de la cuve de rétrolavage ou à effectuer un soutirage des boues de la cuve d'aération. De l'air est diffusé à la base du module membranaire pour fournir l'oxygène requis pour le procédé biologique et pour nettoyer les membranes en provoquant de la turbulence. Les prochaines sections seront consacrées à la description plus détaillée de chacune des composantes.

3.3.2 Module membranaire ZW-10

Les membranes à fibres creuses ZeeWeed® (ZW) utilisées sont des membranes d'ultrafiltration ayant une taille nominale de pores de 0,04 µm. La surface extérieure des fibres creuses ZeeWeed® est constituée d'une membrane polymérique (de la famille des PVDF) très perméable à l'eau qui empêche le passage des matières particulières et colloïdales ainsi que des contaminants biologiques. La perméation s'effectue de l'extérieur vers l'intérieur des fibres creuses sous l'effet d'une faible force de succion (10-50 kPa). Elles sont assemblées dans un module de près de 700 mm de long. Les fibres creuses sont scellées à leurs extrémités par des capuchons inférieur et supérieur. Les fibres creuses sont légèrement plus longues que la distance entre les capuchons, ce qui permet leur mouvement sous l'effet de l'aération. Un tube central sert à acheminer l'air dans le capuchon inférieur où le diffuseur est situé. Ce tube sert aussi à fixer le module verticalement. Le perméat est soutiré à partir du capuchon supérieur.

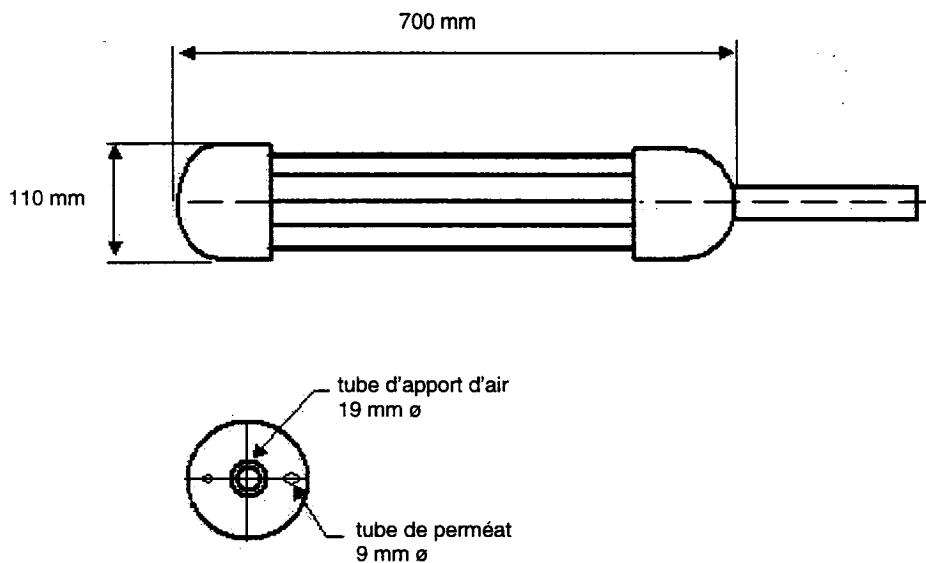


Figure 3.4 Schéma du module membranaire ZW-10 (adapté de (ZENON Environmental Inc. 2003))

Le système ZW-10 fonctionne de façon similaire à un BRM de pleine grandeur utilisant un module membranaire ZW-500. Cependant, les fibres creuses utilisées dans le module ZW-10 sont moins longues et le schéma d'aération est différent. C'est pourquoi les variables de filtration telles que le flux, la pression transmembranaire et les besoins énergétiques ne peuvent être représentatives d'un module à pleine échelle comme le ZW-500. Par contre, la qualité du perméat est représentative d'un module à pleine échelle. Les membranes doivent être constamment immergées, car elles s'endommagent lorsqu'elles sèchent (ZENON Environmental Inc., 2003).



Figure 3.5 Photo de membranes à fibres creuses ZeeWeed® (ZENON 2004)

Le tableau 3.1 énumère les caractéristiques des membranes, du module membranaire ainsi que les limites d'utilisation du système ZW-10.

Tableau 3.1 Caractéristiques du module membranaire ZW-10 (ZENON Environmental Inc., 2003)

	Caractéristiques	Unité	Valeur
Membranes	Diamètre externe	mm	2
	Type	-	Organique, supporté, non-ionique, hydrophile
	Diamètre nominal des pores	µm	0,04
Module membranaire	Surface membranaire nominale	m ²	0,93
	Longueur du module	cm	70
	Diamètre du module	cm	10
	Volume de rétention de perméat	L	0,13
Limites d'utilisation	Capacité maximale de la pompe de perméation	L/min	1,5
	Pression transmembranaire (TMP) maximale	kPa	62 kPa@ 40°C
	Pression transmembranaire (TMP) maximale de rétrolavage	kPa	55
	Pression transmembranaire (TMP) typique	kPa	10-50 kPa@ 40°C
	Plage de pH (utilisation)		5-9
	Plage de pH (lavage)		2-10,5
	Exposition maximale à l'OCl ⁻	mg/L	1000
	Débit d'air maximal	m ³ /h	3,6

3.3.3 Cuves d'aération et de rétrolavage

La cuve d'aération est fabriquée en polyéthylène et elle a un volume total de 254 L. Sa forme est cylindrique. Le module membranaire y est suspendu de façon légèrement

décentrée. Il existe un espace d'environ 100 mm entre la partie inférieure du module et le fond de la cuve. Un diffuseur d'air à grosses bulles est incorporé à la base du module de membranes. Une fois le module membranaire inséré, le volume utile de la cuve est de 227 L.

La cuve de rétrolavage est également fabriquée en polyéthylène et elle a un volume total de 27 L de forme cubique. Le perméat y est pompé et est ensuite acheminé à l'effluent de l'unité pilote. Une petite portion du perméat sert également aux rétrolavages des membranes à intervalle régulier.

3.3.4 Pompes

La pompe de perméation est de type rotative à engrenages (Micropumps® Magnetic Drive Gear Pump, Series 120, model 152) actionnée par un moteur (modèle HG-0024). Ce dernier est contrôlé par un potentiomètre digital, permettant d'ajuster le débit fourni par la pompe. Le débit maximal pouvant être fourni par la pompe est d'environ 1,5 L/min. L'écoulement de la pompe peut être inversé très rapidement, ce qui lui permet de servir à la filtration et au rétrolavage. La minuterie sur le panneau de contrôle détermine les temps des cycles de filtration et de rétrolavage.

Une pompe péristaltique est prévue avec le système ZW-10 pour pomper le perméat hors de la cuve de rétrolavage ou pour l'extraction des boues de la cuve d'aération. Cette pompe est actionnée par un moteur à vitesse variable (Masterflex® LS Series model #7554-80 economy drive, 7-200 rpm, 90-130 VAC, 37W). La tête de pompe utilisée (Masterflex® « Easy-Load » #07518-02) permet d'obtenir des débits variant de 1,7 à 1700 ml/min avec un tube de 7 mm de diamètre intérieur (Tygon® L/S 24). Une des caractéristiques propres aux pompes péristaltiques est que le débit fourni varie selon l'usure des tubes. Le débit doit donc être mesuré régulièrement et le tube doit être changé de position ou remplacé au besoin.

Une pompe péristaltique a été ajoutée au système ZW-10 pour servir à l'alimentation du BRM. Cette pompe est actionnée par un moteur à vitesse variable (Masterflex® LS Series model #7520-40 precision drive, 6-600 rpm, 115 VAC, 75W). La tête de pompe utilisée (Masterflex® LS High-Performance #77250-62) permet d'obtenir des débits variant de 0,9 à 1800 ml/min avec un tube de 7 mm de diamètre intérieur (Norprene® L/S 24).

Toutes les pompes utilisées sont de type auto-amorçantes. Ceci permet d'utiliser des cycles de pompage intermittents et contrôlés par des sondes de niveau ou des minuteries.

3.3.5 Surpresseur d'air

Un surpresseur Medo LA-120 est installé pour fournir de l'air à la base du module membranaire. L'air circule à travers un rotamètre et une valve d'ajustement du débit. Le surpresseur d'air peut aussi servir à effectuer un test de vérification de l'intégrité des membranes (test à bulles).

3.3.6 Panneau de contrôle

Un panneau est utilisé pour le contrôle de la pompe de perméation et du surpresseur. La vitesse de la pompe de perméation peut y être ajusté grâce à un potentiomètre digital, de même que la direction de l'écoulement. Un indicateur de temps de fonctionnement y est également installé. Une minuterie programmable (Allen-Bradley® Multifunction Digital Timer & Relay #700-HX86SA17) est utilisée pour contrôler les cycles de filtration et de rétralavage.

3.4 PLAN EXPÉRIMENTAL

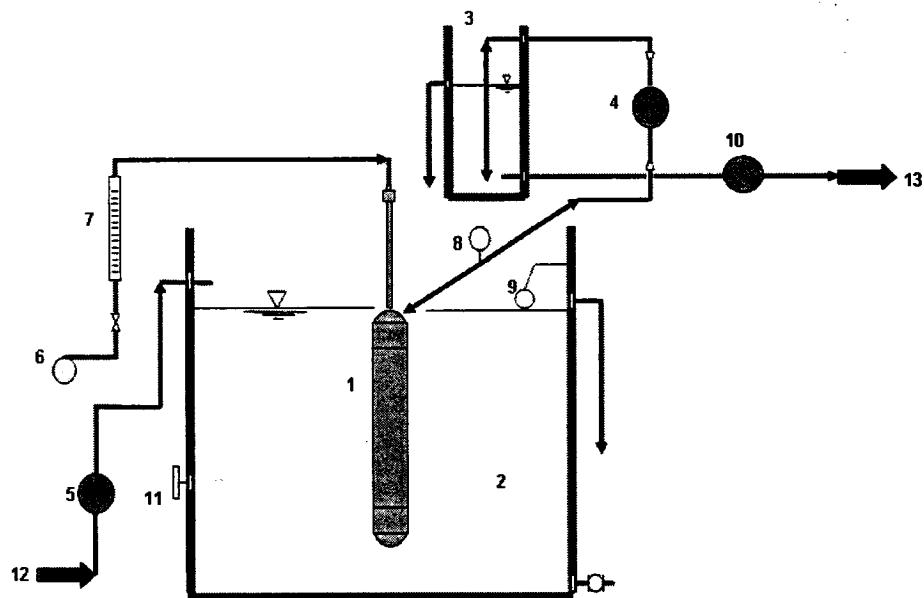
Étant donné que l'objectif principal de cette étude était de confirmer la possibilité d'intégrer un bioréacteur à membranes immergées (BRM) dans la filière de traitement *Solution Biofertile*, l'alimentation du BRM s'est faite à partir de deux endroits : le surnageant du décanteur associé au bioréacteur (DC1) et l'eau traitée par le procédé électrochimique *Polipur* (PP). La figure 3.2 présentée précédemment illustre à quels endroits ont eu lieu les prélèvements pour alimenter le BRM.

3.4.1 Phase DC1-a

Durant la phase préliminaire appelée DC1-a, l'alimentation du BRM s'est faite à partir du surnageant du décanteur associé au bioréacteur (DC1). À cette étape préliminaire, le BRM fut opéré sans modifications majeures à l'unité de démonstration ZW-10 fournie, tel qu'illustré à la figure 3.6. Seule une sonde de contrôle de bas niveau a été ajoutée dans la cuve d'aération pour éviter l'assèchement des membranes. Cette sonde contrôlait l'alimentation électrique de l'ensemble de l'unité de démonstration ZW-10, ce qui arrêtait le fonctionnement de tous les appareils sauf celui de la pompe d'alimentation.

Pour éviter que le niveau d'eau fluctue constamment dans la cuve de procédé, le débit d'alimentation avait été fixé à une valeur légèrement supérieure au débit de perméation (ratio Q_{in}/Q_{out} de 106% en moyenne). En conséquence, une partie non négligeable de la liqueur mixte de la cuve d'aération débordait gravitairement par la conduite de surverse et était envoyée dans le décanteur no.1.

Durant la dernière moitié de cette phase, une extraction de boues programmée par une minuterie a été mise en place. Cependant, celle-ci n'avait que peu d'effet étant donné qu'une fraction importante de la liqueur mixte était perdue à la surverse.



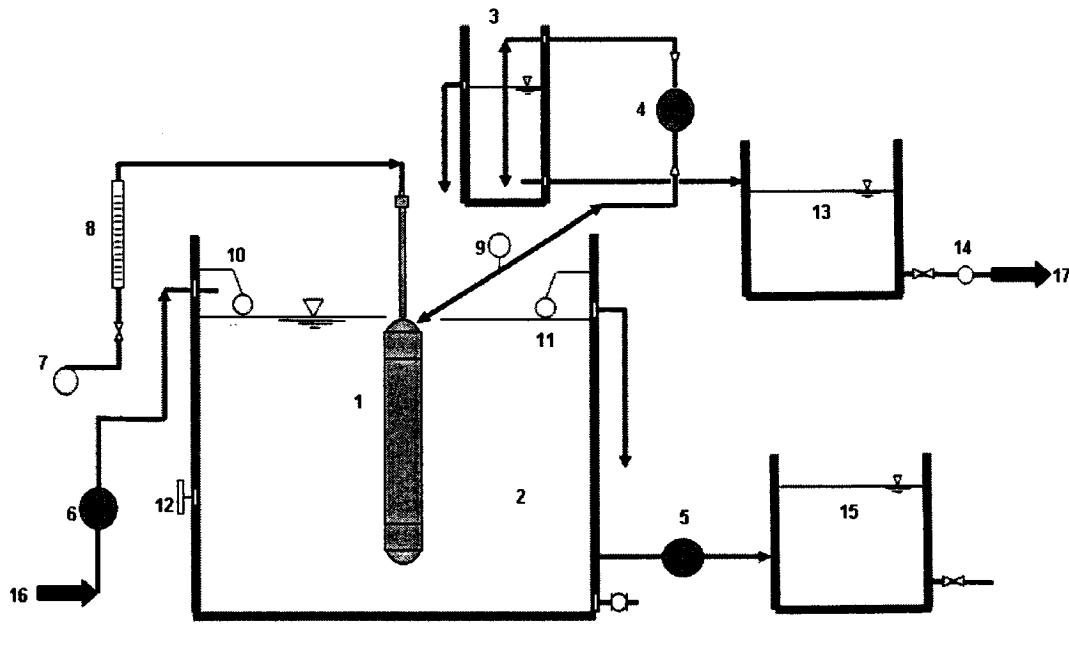
- | | |
|------------------------------------|------------------------------------|
| 1. Module de membranes ZW-10 | 8. Indicateur de pression |
| 2. Cuve d'aération du BRM (254 L) | 9. Sonde de contrôle de niveau bas |
| 3. Cuve de rétrolavage (27 L) | 10. Pompe d'effluent |
| 4. Pompe de perméation | 11. Thermomètre |
| 5. Pompe d'alimentation (affluent) | 12. Affluent (décanteur no.1) |
| 6. Soufflante (air) | 13. Effluent |
| 7. Rotamètre | |

Figure 3.6 Schéma de l'installation pour la phase DC1-a

3.4.2 Phase DC1-b

Durant la phase suivante appelée DC1-b, des changements ont été apportés aux installations et le BRM a été utilisé selon la configuration illustrée à la figure 3.7. L'alimentation du BRM était encore à cette étape faite à partir du surnageant du décanteur associé au bioréacteur (DC1). Une sonde de contrôle de haut niveau a été ajoutée dans la cuve d'aération pour éviter les pertes de liquide mixte dans la surverse. Cette sonde contrôlait l'alimentation électrique de la pompe d'affluent. Conjuguée à l'extraction automatisée de boues, cette sonde permettait de garder un temps de rétention des boues (TRB) constant. De plus, un tube gravitaire a été installé pour vidanger l'effluent de la cuve de rétrolavage. Cet effluent est acheminé gravitairement

dans un réservoir de 1000 L. Un compteur d'eau a été installé à la valve de vidange de ce réservoir pour pouvoir calculer les volumes filtrés.



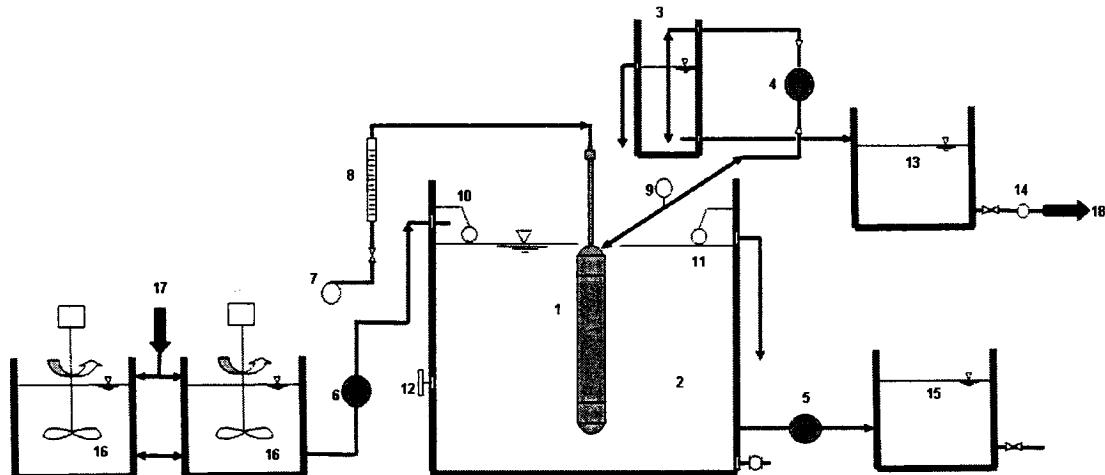
- | | |
|------------------------------------|--|
| 1. Module de membranes ZW-10 | 10. Sonde de contrôle de niveau haut |
| 2. Cuve d'aération du BRM (254 L) | 11. Sonde de contrôle de niveau bas |
| 3. Cuve de rétrolavage (27 L) | 12. Affluent (décanteur no.1) |
| 4. Pompe de perméation | 13. Réservoir d'eau traité (cube de 1000 L) |
| 5. Pompe d'extraction de boues | 14. Compteur d'eau |
| 6. Pompe d'alimentation (affluent) | 15. Réservoir de boues extraites (baril 200 L) |
| 7. Soufflante (air) | 16. Affluent (DC1) |
| 8. Rotamètre | 17. Effluent |
| 9. Indicateur de pression | |

Figure 3.7 Schéma de l'installation pour la phase DC1-b

3.4.3 Phase PP

Durant la dernière phase appelée PP, des changements supplémentaires ont été apportés aux installations et le BRM a été utilisé selon la configuration illustrée à la figure 3.8. Deux réservoirs de 1000 L de capacité ont été ajoutés pour recevoir l'effluent du *Polipur*. Ce procédé électrochimique fonctionnant à cette époque en mode cuvée à tous les 3 jours environ, il était nécessaire d'avoir des réservoirs de capacité suffisante pour conserver assez de liquide pour opérer le BRM en continu. Ces deux réservoirs étaient

agités mécaniquement avec des pales. Une conduite reliait le haut et le bas des réservoirs pour maintenir un mélange le plus homogène possible.



- | | |
|------------------------------------|--|
| 1. Module de membranes ZW-10 | 10. Sonde de contrôle de niveau haut |
| 2. Cuve d'aération du BRM (254 L) | 11. Sonde de contrôle de niveau bas |
| 3. Cuve de rétrolavage (27 L) | 12. Affluent (décanteur no.1) |
| 4. Pompe de perméation | 13. Réservoir d'eau traité (cube de 1000 L) |
| 5. Pompe d'extraction de boues | 14. Compteur d'eau |
| 6. Pompe d'alimentation (affluent) | 15. Réservoir de boues extraites (baril 200 L) |
| 7. Soufflante (air) | 16. Réservoirs agités (1000 L chacun) |
| 8. Rotamètre | 17. Affluent (Polipur) |
| 9. Indicateur de pression | 18. Effluent |

Figure 3.8 Schéma de l'installation pour la phase PP

3.5 CONDITIONS EXPÉRIMENTALES

Les variables indépendantes testées et les variables contrôlées dans cette étape furent les mêmes que dans l'étape en laboratoire réalisée par Bastien Renault. Les conditions expérimentales testées sont présentées dans le tableau 3.2.

Tableau 3.2 Conditions expérimentales pour l'étude pilote

Paramètre	Unité	Phase DC1-a (préliminaire)	Phase DC1-b	Phase PP
Temps de rétention hydraulique (TRH)	h	9	9	9
Temps de rétention des boues (TRB)	jours (d)	non-défini	10	10
Liquide à traiter	-	surnageant DC1	surnageant DC1	effluent <i>Polipur</i>
Temps de filtration / temps de rétrolavage	min.	9 / 1	4.5 / 0.5	4.5 / 0.5
Aération	$\text{m}^3 /(\text{m}^2 \cdot \text{h})$	3,66	3,66	3,66
T°C moyenne milieu réactionnel	°C	25	24	16
Durée de la phase	jours (d)	65 jours (jours 15 à 80)	59 jours (jours 81 à 140)	40 jours (jours 141 à 181)

3.5.1 Variables contrôlées

Le type d'effluent à traiter a été la première variable de contrôle étudiée. Le BRM fut intégré dans la filière Solution Biofertile du CEPP selon deux scénarios en utilisant les recommandations faites par l'étudiant à la maîtrise Bastien Renault lors de l'étude en laboratoire. Le premier scénario a consisté à traiter l'effluent décanté du bioréacteur à boues activées (décanteur numéro un). Le second scénario consistait à traiter l'effluent du procédé électrochimique *Polipur*.

Le TRH fut la deuxième variable de contrôle. C'est la variation du débit de perméation et de la pression transmembranaire qui a permis de gérer le TRH. Les TRH initialement prévus étaient de 6 heures et de 12 heures. Lors de l'étude pilote, il ne fut pas possible d'utiliser un TRH de 6 heures en raison des capacités limitées de la pompe d'alimentation. Un TRH de 9 heures fut donc utilisé. Ceci correspond aux

recommandations de Bastien Renault faites lors de l'étude en laboratoire pour limiter le taux d'encrassement des membranes. Les débits traités furent donc d'environ 400 L/d.

En ce qui concerne le temps de rétention des boues (TRB), il fut non contrôlé à l'étape *DC1-a* alors qu'il fut de 10 jours par la suite. Le taux d'aération à la base des membranes fut appliqué selon les recommandations du fabricant Zenon. La pression transmembranaire a été contrôlée pour obtenir des valeurs recommandées par le fabricant. La fréquence des rétrolavages (inversion de la pompe de perméation) était contrôlée automatiquement par une minuterie et un lavage chimique avec solution de NaOCl fut utilisé lorsque requis.

3.5.2 Variables mesurées

Les variables suivies ont été les mêmes que celles de l'étape en laboratoire, soit : pH, DCO, DBO₅, MES, MVES, NTK-N, NH₃-N, NO₃-N, Pt, o-PO₄ et coliformes fécaux. Les critères d'évaluation sont basés sur la rencontre des normes de rejets imposées par le ministère de l'Environnement du Québec pour une ferme de production porcine.

3.5.3 Nettoyages chimiques

Lorsqu'une augmentation importante de la pression transmembranaire (TMP) ou un taux d'encrassement plus élevé étaient notés sur une période de plus de deux semaines, un lavage chimique des membranes était effectué. Un bac en plastique de 70 L était utilisé pour faire tremper le module membranaire. La liqueur mixte de la cuve d'aération du BRM n'avait donc pas besoin d'être vidangée. Le gâteau fixé à la surface des membranes était enlevé grossièrement avec les mains et avec un faible jet d'eau. Le manufacturier recommande comme protocole général de faire tremper les membranes dans une solution de 200 ppm d'hypochlorite de sodium (NaOCl) pendant un minimum de 5 heures. Si un encrassement de matières inorganiques semble persister après ce nettoyage, un rinçage en profondeur est recommandé ainsi qu'un trempage additionnel

dans une solution d'acide chlorhydrique (HCl) de pH 2,0 pendant un minimum de 5 heures (ZENON Environmental Inc. 2003).

Un nettoyage chimique dans une solution de 200 ppm d'hypochlorite de sodium (NaOCl) pendant 5 heures a été effectué aux jours 36 et 54. Un trempage additionnel dans une solution d'acide chlorhydrique (HCl) (pH 4,0) a été fait aux jours 41 et 54 pendant un minimum de 5 heures. Suite à des discussions téléphoniques avec le manufacturier des membranes, les nettoyages subséquents (jours 72, 97, 114 et 161) ont été faits dans une solution de 1000 ppm d'hypochlorite de sodium (NaOCl) pendant 2 heures. Le manufacturier de membrane a également recommandé à ce moment d'utiliser de l'acide citrique au lieu de l'acide chlorhydrique (HCl). Un nettoyage dans une solution d'acide citrique (pH 4,0) a été réalisé au jour 72 pendant 4 heures.

3.6 ANALYSES

3.6.1 Échantillonnage

Les informations suivantes étaient recueillies à chaque visite au CEPP durant la phase DC1-a:

- Débits d'affluent, de filtration, de rétrolavage et d'effluent
- Débit d'air
- Pressions transmembranaires (filtration et rétrolavages)
- Température
- Temps du cycle de filtration (production, rétrolavages)
- Réglages des vitesses de la pompe de perméation (potentiomètre digital)
- Indicateur de temps de fonctionnement du BRM

Pour les étapes subséquentes DC1-b et PP, ces informations étaient recueillies quotidiennement par l'exploitant du CEPP, M. André Lavergne. Également, le volume d'eau filtrée pouvait être mesuré quotidiennement grâce au compteur d'eau installé sur

le réservoir d'eau traitée (1000 L). Pour ce faire, la valve de vidange du réservoir était ouverte une fois par jour et la lecture cumulative du compteur était prise en note. De plus, le volume d'affluent pouvait aussi être mesuré quotidiennement durant ces étapes. Un indicateur de temps de fonctionnement de la pompe d'affluent combiné à une mesure du débit permettait d'obtenir un débit moyen d'alimentation du BRM. Ces mesures étaient requises pour réaliser les bilans de masses.

Les échantillons d'affluent étaient prélevés à la sortie du tube d'alimentation de la cuve d'aération, les échantillons de liqueur mixte étaient pris directement dans la cuve d'aération alors que les échantillons de perméat étaient recueillis en débranchant le tube de perméation fixé à la cuve de rétrolavage. Les échantillons de boues étaient prélevés dans le baril où elles étaient extraites. Un brassage vigoureux des boues contenues dans ce baril était effectué à l'aide d'un aviron de canot préalablement à la prise de l'échantillon.

À chacun de ces points, un échantillon était prélevé dans une bouteille de 1 L remplie au trois quarts. Lorsque requis pour l'analyse, certains échantillons étaient filtrés sur place et conservés dans des tubes de plastique. La température et le pH étaient mesurés immédiatement à l'aide d'un pH-mètre électronique *Oakton® Heavy-Duty waterproof pHTestr 3+*. Les autres analyses étaient effectuées à l'École Polytechnique de Montréal. Le tableau 3.3 présente les analyses effectuées et les conditions de conservation des échantillons.

Tableau 3.3 Analyses et conservation des échantillons

Analyses	Méthode de préservation des échantillons
DCO	Réfrigérés*
DBO ₅	Réfrigérés*
MES, MVES	Réfrigérés*
Azote Kjeldahl total	Réfrigérés*
Ammoniaque	Filtrés et acidifiés avec H ₂ SO ₄ sur place, réfrigérés
Nitrates	Filtrés sur place, réfrigérés
Phosphore total	Réfrigérés*
Orthophosphates	Filtrés sur place, réfrigérés
Métaux (Fe, Ca, Mg)	Réfrigérés*
Coliformes fécaux	Réfrigérés (acheminés au laboratoire externe en moins de 3 heures)
Alcalinité	Réfrigérés*
Conductivité	Réfrigérés*

*Note : ces échantillons étaient congelés si un délai de plus de 24 heures étaient prévu entre le prélèvement et l'analyse.

Lors du transport, les échantillons étaient conservés dans une glacière électrique. Ensuite, ils étaient placés au réfrigérateur en attendant leur analyse au laboratoire dans les 24 heures suivantes. Si un délai de plus de 24 heures était prévu entre le prélèvement de l'échantillon et son analyse au laboratoire, les échantillons marqués d'un astérisque dans le tableau 3.3 étaient conservés au congélateur.

3.6.2 Méthodes analytiques

Les analyses ont été effectuées conformément aux méthodes standards (APHA et al., 1998). Les analyses ont été réalisées aux laboratoires de l'École Polytechnique de Montréal. Seules les analyses de coliformes fécaux (affluent et effluent) ont été

confiées à un laboratoire externe (Bodycote essais de matériaux Canada Inc., situé à Ste-Foy). Le tableau 3.4 présente les méthodes analytiques utilisées.

Tableau 3.4 Méthodes analytiques

Analyses	Méthode (APHA et al., 1998)	
	Identification	Nom
DCO	5220-D	<i>Closed reflux, colorimetric method</i>
DBO ₅	5210-B	<i>5-day bod test</i>
MES	2540-D	<i>Total suspended solids dried at 103-105°C</i>
MVES	2540-E	<i>Fixed and volatile solids ignited at 550°C</i>
Azote Kjeldahl total	4500-N _{org} -B	<i>Macro-Kjedahl method</i>
Ammoniaque	4500-NH ₃ -G	<i>Automated phenate method</i>
Nitrates	4500-NO ₃ -F	<i>Automated cadmium reduction method</i>
Phosphore total	4500-P-F **	<i>Automated ascorbic acid reduction method</i>
Orthophosphates	4500-P-F	<i>Automated ascorbic acid reduction method</i>
Métaux (Fe, Ca, Mg)	3111-B *	<i>Direct air-acetylene flame method</i>
Coliformes fécaux	9222-D	<i>Fecal coliform membrane filter procedure ***</i>
Alcalinité	2320-B	<i>Alkalinity, titration method</i>
Conductivité	2510-B	<i>Conductivity laboratory method</i>

* par absorption atomique

** digestion acide (EPA, procédure 596, 1999)

*** analyses faites en laboratoires externes

CHAPITRE 4 : RÉSULTATS

4.1 PRÉSENTATION DES RÉSULTATS

La qualité de l'affluent du BRM a connu une grande variabilité tout au long de l'expérimentation. La figure 4.1 présente les courbes de distribution de fréquences des MES pour les phases DC1-a et DC1-b. Les courbes de distribution de fréquences sont utilisées pour déterminer le nombre d'observations qui se situent au-dessus (ou au-dessous) d'une valeur particulière dans un ensemble de données. Durant ces périodes, les MES mesurées à l'affluent du BRM étaient inférieures à 416 mg/L dans 50% des cas alors que les MES mesurées à l'effluent du BRM étaient inférieures à 14 mg/L dans 50% des cas.

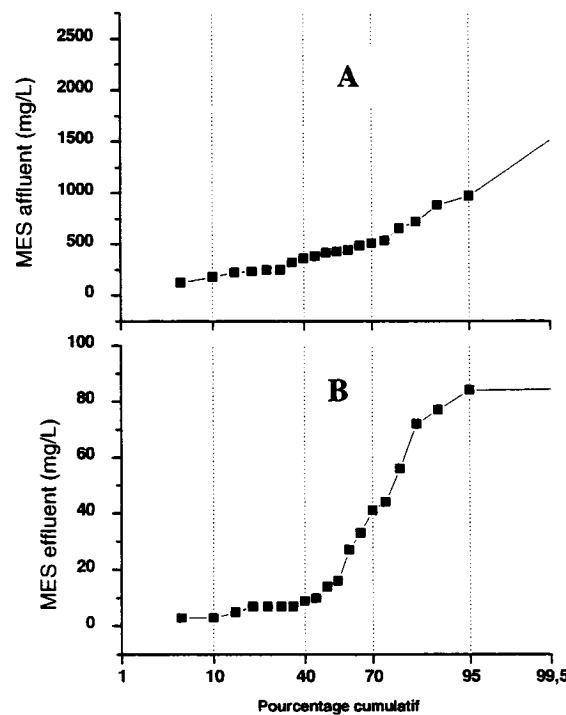


Figure 4.1 Courbes de distribution de fréquences des MES pour les phases DC1-a & DC1-b ; A) à l'affluent et B) à l'effluent

La figure 4.2 présente quant à elle les courbes de distribution de fréquences des MES pour la phase PP. Durant ces périodes, les MES mesurées à l'affluent du BRM étaient inférieures à 495 mg/L dans 50% des cas alors que les MES mesurées à l'effluent du BRM étaient inférieures à 3 mg/L dans 50% des cas.

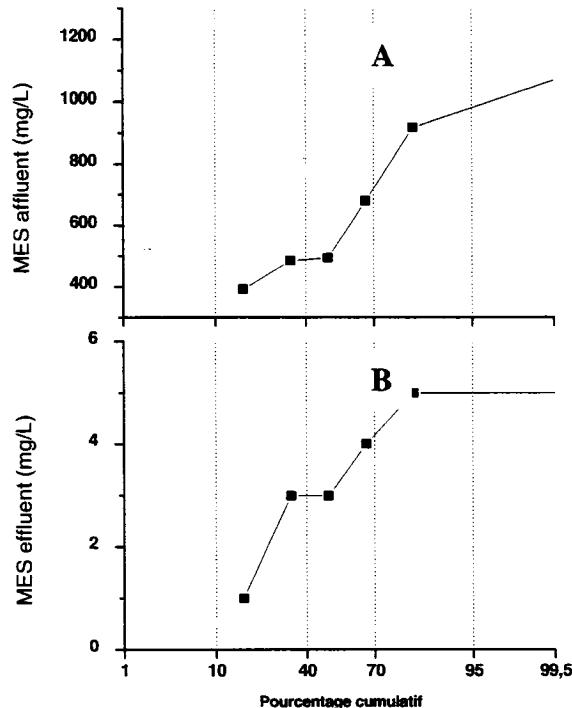


Figure 4.2 Courbes de distribution de fréquences des MES pour la phase PP ; A) à l'affluent et B) à l'effluent

Lors de l'analyse statistique des résultats, certaines valeurs aberrantes ont été enlevées pour préserver la signification de la moyenne. Ces valeurs correspondait dans la majorité des cas à une fréquence cumulative inférieure à 10% ou supérieure à 90%.

L'évolution de la concentration de la liqueur mixte et des matières volatiles en suspension dans le réacteur est présentée à la figure 4.3. À deux reprises, la concentration en MES de la liqueur mixte du BRM a atteint près de 40 000 mg/L suite à des fortes charges en provenance du décanteur no.1 qui était complètement rempli de

boues. Le jour 42, du lisier brut avait été envoyé dans le décanteur no.1 et le BRM a traité cet affluent pendant 12 heures. Le deuxième évènement est survenu le jour 111 où un mauvais fonctionnement temporaire du bioréacteur de la filière Biofertile a empli complètement le décanteur no.1 de boues

La concentration en MES de la liqueur mixte du BRM se situait en moyenne entre 6 000 et 10 000 mg/L, tel que recommandé par le manufacturier de membranes. Le rapport MVES/MES de la liqueur mixte du BRM s'est stabilisé à environ 0,60 durant la phase DC1-b et à environ 0,35 durant la phase PP.

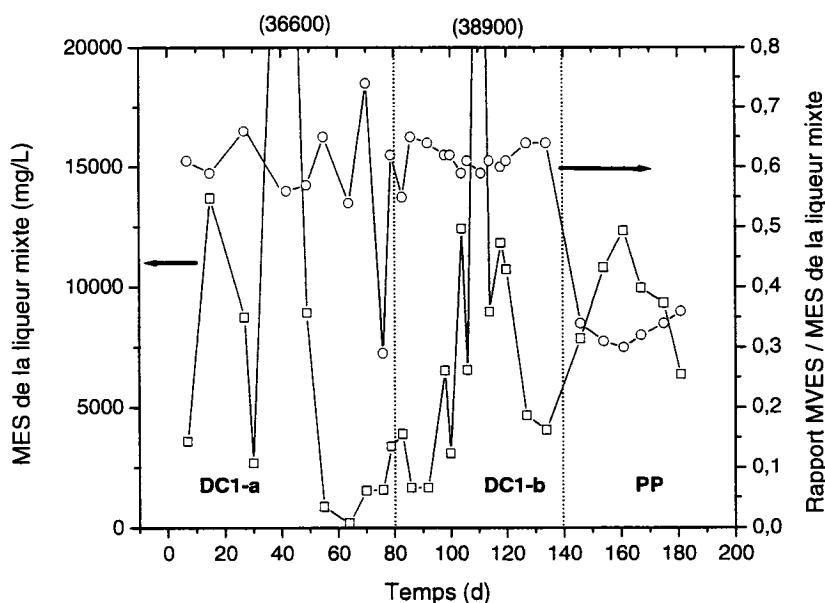


Figure 4.3 Évolution de la concentration de liqueur mixte et des matières volatiles en suspension dans le réacteur

L'évolution de la concentration en DCO pour l'affluent et l'effluent du BRM est illustrée à la figure 4.4. La figure 4.5 présente quant à elle les variations de taux de chargement de DCO ainsi que les variation du rapport F/M. L'intervalle de temps de ce graphique correspond à la période où des bilans de masse ont été réalisés. La période

allant des jours 100 à 120 a été caractérisée par une très forte charge à l'affluent du BRM. La période suivante, le taux de chargement a varié entre 1 et 2 g DCO·L⁻¹·d⁻¹ et le rapport F/M a varié entre 0,1 et 0,3 kg DCO·kg⁻¹ MLSS·d⁻¹. Cette période a été caractérisée par un changement d'affluent (PP).

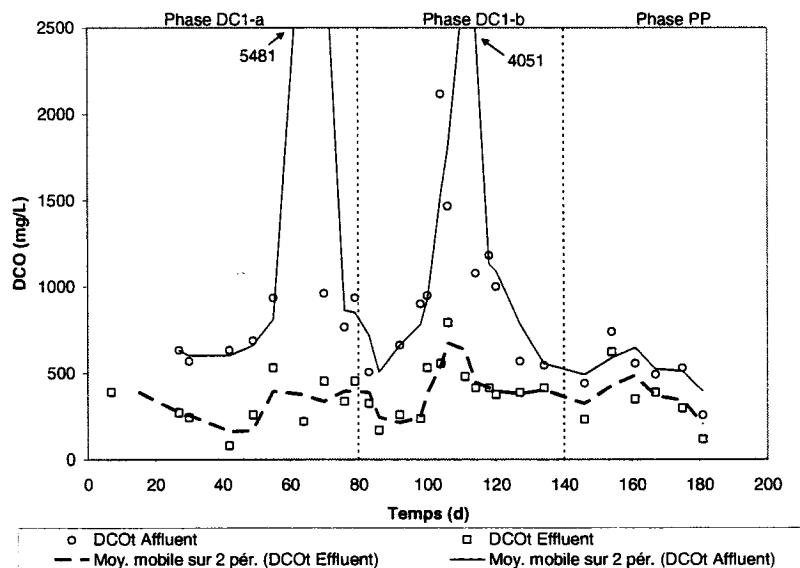


Figure 4.4 DCO à l'affluent et l'effluent

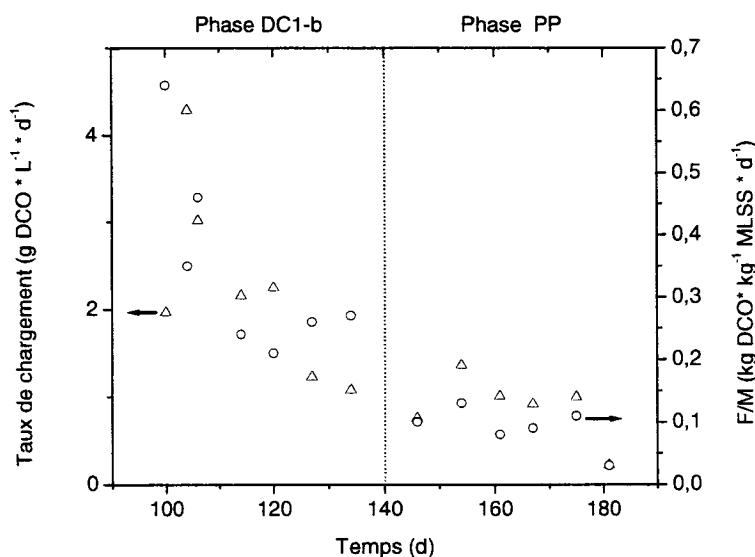


Figure 4.5 Taux de chargement de DCO et rapport F/M

Les variations des concentrations en ammoniaque à l'affluent et l'effluent du BRM sont illustrées à la figure 4.6. Durant la phase DC1-a, l'âge de boues n'était pas constant, car aucun contrôle n'était effectué pour le niveau haut dans la cuve de procédé du BRM et une quantité importante de liqueur mixte était perdue à la surverse. Cette période a été caractérisée par un enlèvement de l'ammoniaque ne rencontrant pas toujours la cible de 10 mg/L. Par contre, l'enlèvement de l'ammoniaque a été complet durant les périodes subséquentes et cette cible a été atteinte. Un bris d'équipement d'analyse de l'ammoniaque est survenu le jour 114 au laboratoire et cette analyse n'a pu être effectuée avant le jour 154. La figure 4.7 présente quant à elle les variations de concentrations de nitrates. La nitrification a été plus importante dans les phases DC1-b et PP suite à l'ajout d'une flotte de contrôle de haut niveau dans la cuve de procédé du BRM. Cette flotte a permis d'éviter les débordements de liqueur mixte à la surverse. Les concentrations d'azote Kjeldahl total à l'affluent et à l'effluent du BRM sont illustrées à la figure 4.8.

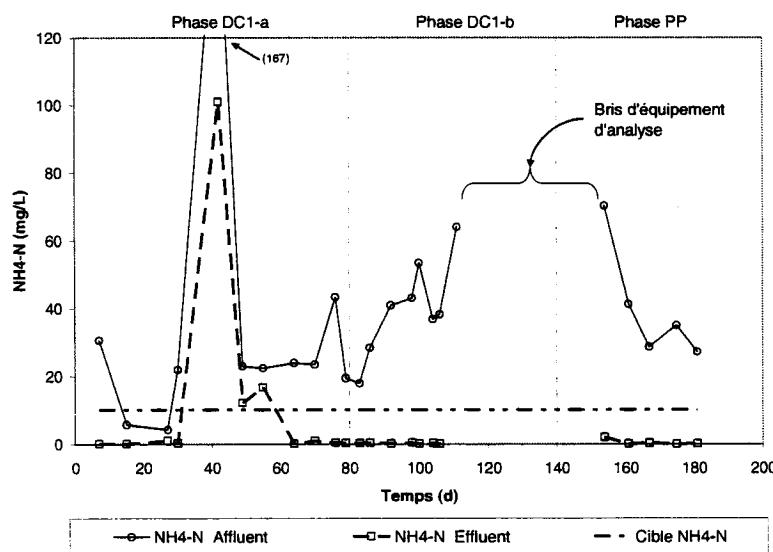


Figure 4.6 Ammoniaque à l'affluent et l'effluent

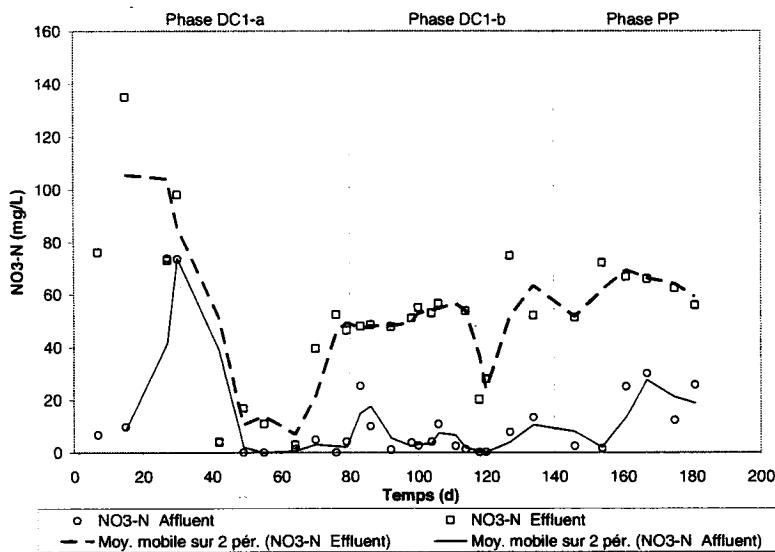


Figure 4.7 Nitrates à l'affluent et l'effluent

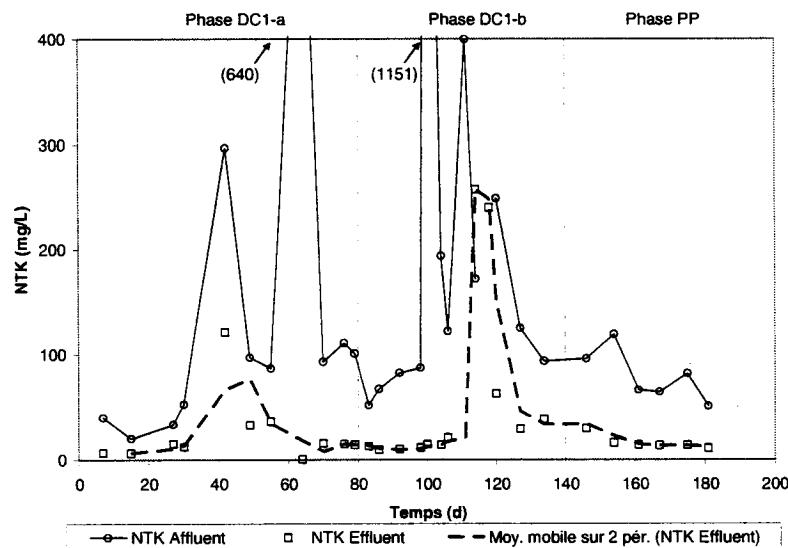


Figure 4.8 Azote Kjeldahl total à l'affluent et l'effluent

La variation des concentrations en phosphore total est illustrée à la figure 4.9 pour l'affluent et l'effluent du BRM. Tout au long de l'expérimentation, la cible de 1 mg/L de phosphore total n'a pu être atteinte. La figure 4.10 présente l'évolution des

concentrations en phosphates. On peut y remarquer qu'il y a une plus forte concentration de phosphates à l'effluent qu'à l'affluent du BRM. La production d'orthophosphates a été plus faible durant la phase PP où le BRM traitait l'effluent du procédé d'électrocoagulation *Polipur*.

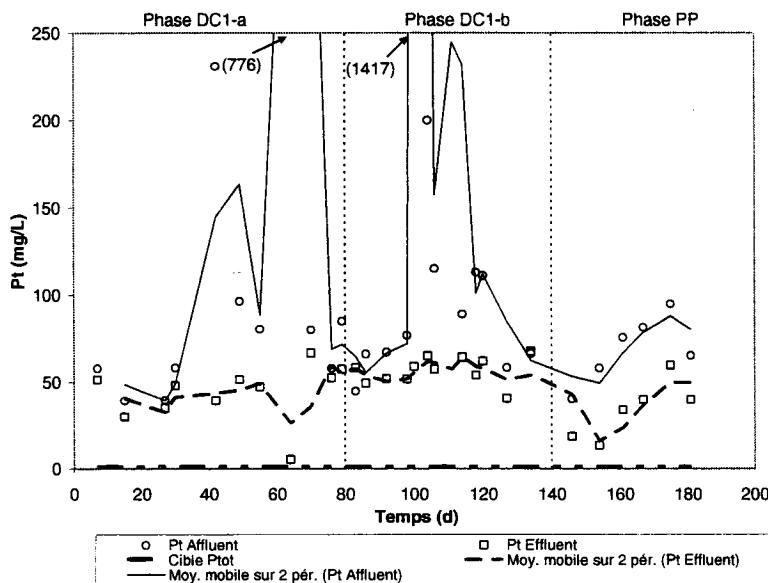


Figure 4.9 Phosphore total à l'affluent et l'effluent

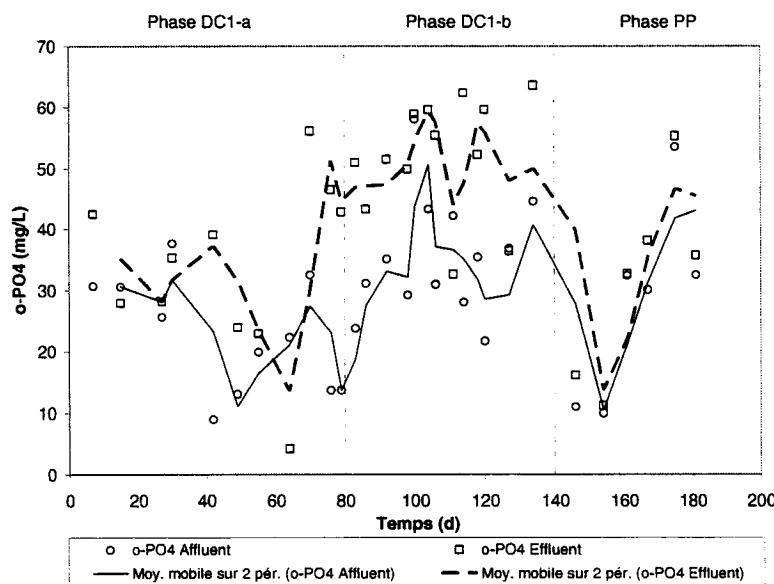


Figure 4.10 Phosphates à l'affluent et l'effluent

Comme on peut le voir à la figure 4.11, le pH à l'affluent et à l'effluent du BRM a varié entre 7,5 et 8,7. Durant la phase DC1-b, le pH à l'effluent était plus élevé qu'à l'affluent alors que ce fut l'inverse durant la phase PP.

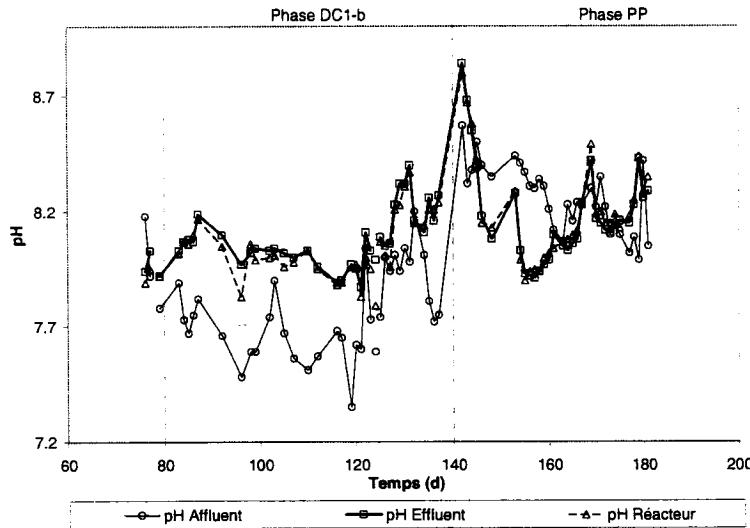


Figure 4.11 pH à l'affluent et l'effluent

L'évolution des coliformes fécaux à l'affluent du BRM est présenté à la figure 4.12. L'enlèvement des coliformes fécaux a été complet (inférieur à la limite de détection de 2 UFC/100 mL) et la cible de 200 UFC/100 mL a été atteinte.

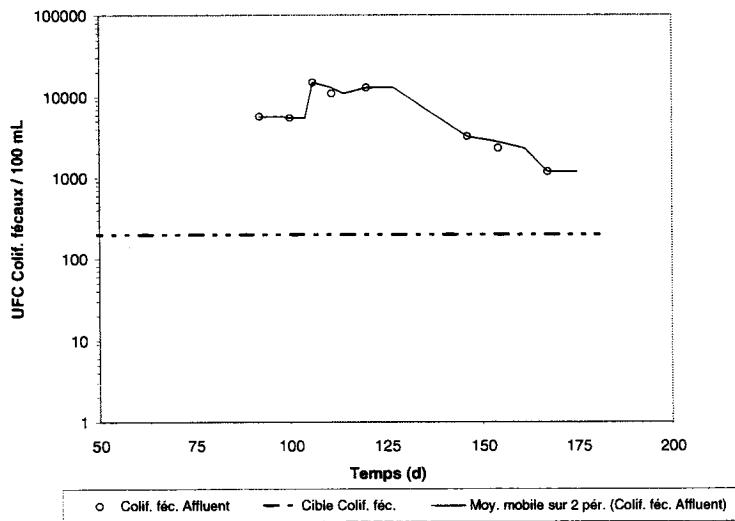


Figure 4.12 Coliformes fécaux à l'affluent

La variation de la pression transmembranaire (TMP) ainsi que les jours où des lavages chimiques du module de membranes ont été faits sont représentés à la figure 4.13. La pression a rapidement augmenté dès le début jusqu'à 20 kPa, pour ensuite descendre à 5 kPa après avoir effectué un lavage chimique. La TMP maximale de 50 kPa a été atteinte suite à deux épisodes de très fortes charges où le décanteur no.1 était plein de boues et le BRM continuait de fonctionner. La TMP s'est ensuite stabilisée entre 5 et 10 kPa durant la phase DC1-b. À partir de cette période, un cycle de rétrolavage plus fréquent a permis de mieux contrôler le colmatage des membranes. La phase PP, où le BRM a été jumelé au procédé électrochimique *Polipur*, a été caractérisé par une TMP plus élevée, soit une variation entre 13 et 20 kPa.

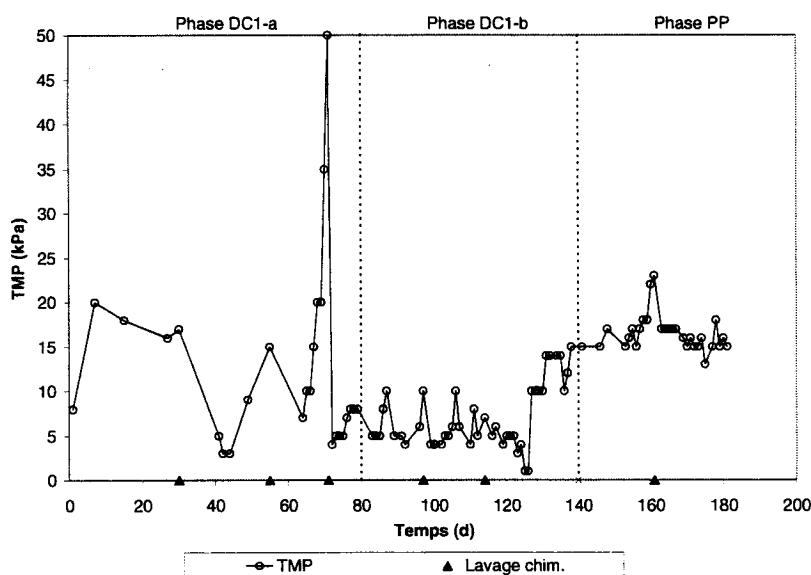


Figure 4.13 Évolution de la pression transmembranaire

Le flux est le taux de transfert volumique à travers la surface de la membrane. Le flux mesuré F_w a été normalisé à 20°C à l'aide de la formule suivante (Decarolis et al., 2001):

$$F_w_{20} = \frac{F_w}{2,72^{0,019(T-20)}} \quad (1)$$

où F_w : flux mesuré ($\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$)

T : température ($^{\circ}\text{C}$)

La figure 4.14 montre conjointement la variation du flux et de la TMP. Une valeur stable de flux d'environ $24 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ a pu être atteinte durant la phase DC1-b (jours 80 à 140). Des valeurs plus élevées de flux (en moyenne $27 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$) et de TMP ont été notées pendant la phase PP.

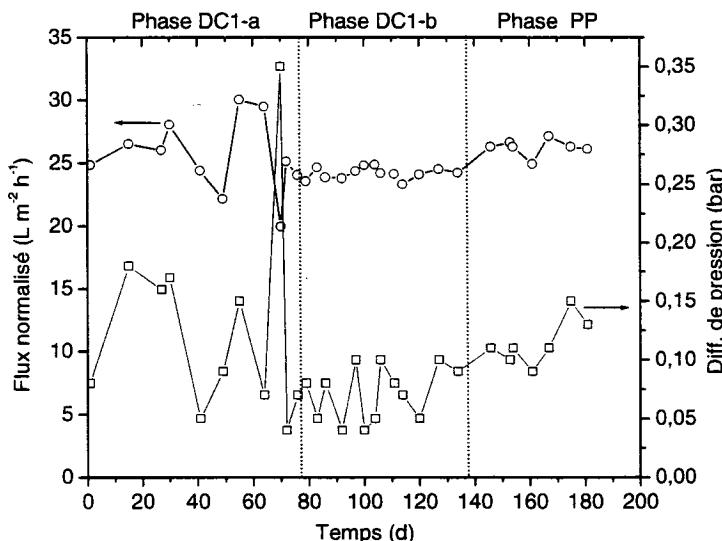


Figure 4.14 Flux et différence de pression durant les différentes phases

La perméabilité K_w (ou flux spécifique) est le rapport entre le flux normalisé et la TMP. La perméabilité a été calculée avec la formule suivante (Decarolis et al., 2001):

$$K_w = \frac{F_{w20}}{\Delta P} \quad (2)$$

où F_{w20} : flux normalisé mesuré ($\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$)

ΔP : gradient de pression, TMP (bar)

La perméabilité relative K_w/K_{w0} est définie comme étant le rapport entre la perméabilité mesurée et la perméabilité initiale à l'eau claire (Côté et al., 1998). Elle sert à évaluer le colmatage de la membrane relativement à la performance initiale de

celle-ci. La figure 4.15 présente l'évolution de la perméabilité relative pour les périodes d'expérimentation. La perméabilité relative a varié de 0,30 à 0,80 durant la phase DC1-b. Elle a ensuite diminué lors de la phase PP pour se stabiliser entre 0,20 et 0,35.

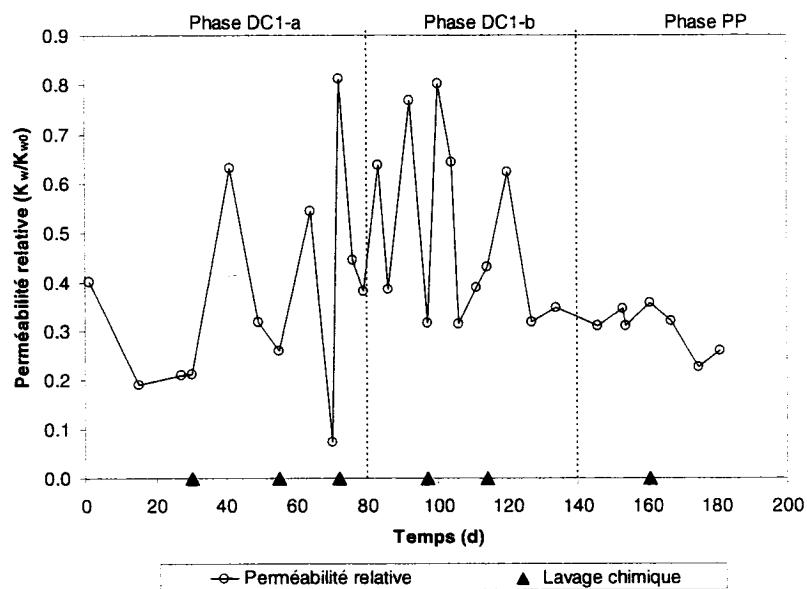


Figure 4.15 Évolution de la perméabilité relative

Le tableau 4.1 effectue la synthèse des résultats d'analyses et des rendements obtenus lors des différentes phases d'expérimentation. On y retrouve également les cibles du projet ainsi que d'autres normes de rejets appliquées au Québec pour des fins de comparaison.

Le premier point de comparaison est celui du guide du promoteur utilisé pour une demande d'autorisation pour un projet agroalimentaire hors réseau (MENV et al., 2004). Le type d'établissement industriel choisi à titre comparatif est de classe 4, défini comme ayant une DBO_5 brute supérieure à 300 kg/d. Les normes en DBO_5 et MES sont basées sur l'objectif environnemental de rejet (OER) en DBO_5 . Pour un établissement de classe 4 ayant un OER inférieur à 8 mg/L de DBO_5 (le plus sévère), les normes de

rejet moyennes en DBO_5 et MES sont respectivement de 10 mg/L et 15 mg/L. Ceci correspond pour cette classe à une valeur de conception de 5 mg/L en DBO_5 .

Le deuxième point de comparaison est le règlement 87 de la CUM pour les rejets des eaux usées dans les réseaux d'égouts et cours d'eau (Communauté urbaine de Montréal, 2000). Dans ce règlement, les rejets directs au milieu récepteur doivent être traités dans une station d'épuration dont l'effluent respecte les normes de rejet prescrites pour un réseau pluvial.

Le troisième point de comparaison utilisé est celui du règlement Q2.r8 sur l'évacuation et le traitement des eaux usées des résidences isolée. À titre comparatif, un système de traitement tertiaire avec déphosphatation et désinfection a été choisi (Gouvernement du Québec, 2005).

Dans le chapitre suivant, une discussion sera faite relativement aux cibles de ce projet et leur interprétation.

Tableau 4.1 Synthèse des résultats d'analyses et des rendements des différentes phases

		Phase DC1-a	Phase DC1-b	Phase PP	Cibles du projet	Autres cibles		
		Moyenne (mg/L) ± écart type	Moyenne (mg/L) ± écart type	Moyenne (mg/L) ± écart type	(mg/L)	MENV: projets agroalimentaires hors réseau ^c	Règlement 87 Ville de Montréal ^d	Règlement Q2-18 ^e
AFFLUENT	DCOtat	700 ± 150	1000 ± 450	500 ± 140				
	DCOf	390 ± 110	390 ± 160	350 ± 98				
	DBO ₅	N/D ± N/D	130 ± 33	150 ± 79				
	MES	340 ± 170	690 ± 610	700 ± 290				
	MVES	210 ± 120	410 ± 380	220 ± 75				
	NTK-N	79 ± 33	120 ± 59	80 ± 23				
	NH3-N	23 ± 14	37 ± 10	40 ± 16				
	NO3-N	24 ± 32	7 ± 7	16 ± 11				
	Pt	67 ± 19	92 ± 41	69 ± 17				
	o-PO ₄	22 ± 10	33 ± 7	28 ± 15				
	Coliformes fécaux	N/D ± N/D	10000 ± 3800	2200 ± 820				
EFFLUENT	DCOtat	300 ± 110	410 ± 160	340 ± 160				
	DBO ₅	N/D ± N/D	30 ± 6	25 ± 3	5	10	30	15
	MES ^b	< 30 ^b ± 34	< 29 ^b ± 28	4 ± 1	5	20	30	15
	MVES	5 ± 7	7 ± 8	1 ± 1				
	NTK-N	27 ± 32	22 ± 16	16 ± 6				
	NH3-N	14 ± 28	0 ± 0	0 ± 1	10			
	NO3-N	44 ± 42	49 ± 13	62 ± 7				
	Pt	40 ± 19	57 ± 7	34 ± 15	1		1	1
	o-PO ₄	30 ± 16	52 ± 9	32 ± 15				
	Coliformes fécaux	0 ± 0	0 ± 0	0 ± 0	200		400	200
RENDEMENT	DCOtat	59%	59%	33%				
	DBO ₅	N/D	77%	84%				
	MES	> 91% ^b	> 96% ^b	99%				
	MVES	98%	98%	100%				
	NTK-N	66%	82%	80%				
	NH3-N	41%	99%	99%				
	Pt	40%	38%	51%				
	Coliformes fécaux	N/D	100%	100%				

^a Note: Les MES des phases DC1-a & DC1-b ont été mesurées sur des échantillons ayant été congelés.

^b Note: Une coagulation des solides dissous a eu lieu lors de la congélation des échantillons, augmentant la valeur de MES mesurée.

^c Note: Demande d'autorisation pour un projet agroalimentaire hors réseau, classe 4, OER de DBO₅ < 8 mg/L et MLT DBO₅ = 5 mg/L (MENV et al., 2004)

^d Note: Règlement 87-4, Rejets des eaux usées dans les réseaux d'égouts et cours d'eau (Communauté urbaine de Montréal, 2000)

^e Note: Règlement sur l'évacuation et le traitement des eaux usées des résidences isolées (Gouvernement du Québec, 2005)

Les concentrations de minéraux à l'affluent, dans la cuve et à l'effluent du BRM sont représentés à la figure 4.16. Lors de la phase DC1-b, des analyses de fer et d'aluminium ont été effectuées, car ces deux types de plaques métalliques ont été utilisées dans le procédé électrochimique *Polipur*. Durant la phase PP, l'analyse de l'aluminium n'a plus été faite, car les plaques d'aluminium ont été remplacées par des plaques de fer. Pour les deux phases, les concentrations de minéraux sont plus élevées dans la cuve d'aération que dans l'affluent du BRM. Il y a eu une accumulation de fer dans la cuve d'aération d'un facteur d'environ 25 pour la phase DC1-b comparativement à l'affluent et d'un facteur d'environ 10 pour la phase PP. Par contre, les concentrations de fer dans la cuve d'aération de cette dernière phase étaient beaucoup plus élevées, avec une moyenne d'environ 1000 mg/L comparativement à 50 mg/L pour la phase DC1-b.

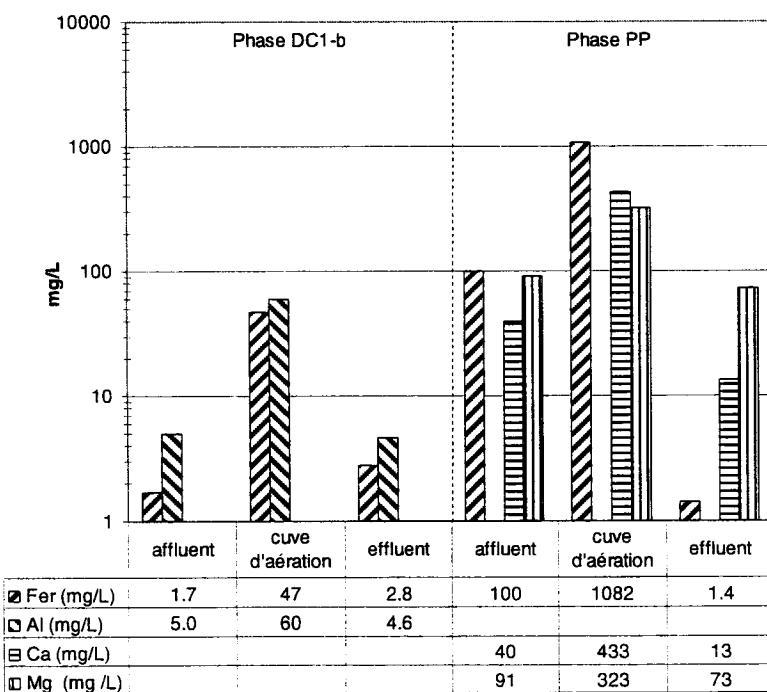


Figure 4.16 Concentrations de minéraux

4.2 VALIDATION DES RÉSULTATS

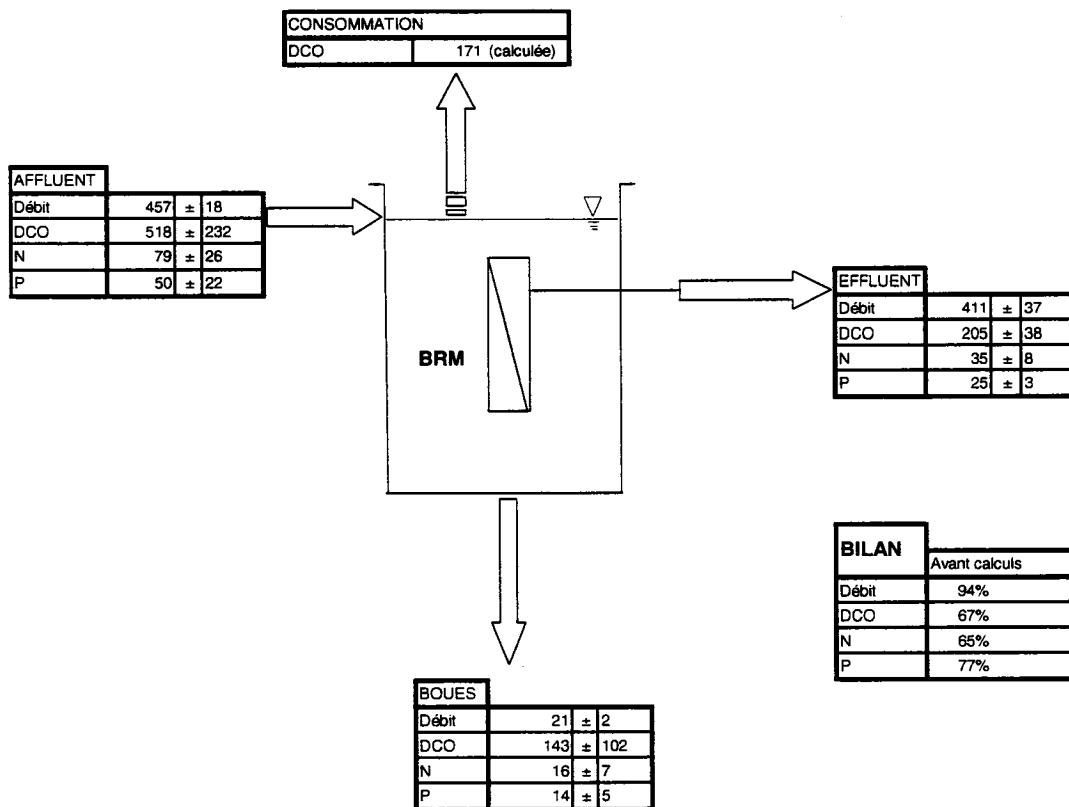
4.2.1 MES et mode de préservation des échantillons

Les résultats des analyses de MES à l'effluent du BRM sont élevés. La moyenne des valeurs mesurées sont de 30 et 29 mg/L pour les phases DC1-a et DC1-b, alors que la moyenne est de 4 mg/L pour la phase PP. La cible du projet, de 5 mg/L, n'a été atteinte que dans la phase PP. Durant cette dernière phase, l'efficacité d'enlèvement des MES a été de 99%, alors qu'elle était de 91% et 96% respectivement durant les phases DC1-a et DC1-b. Les BRM sont reconnus pour leur enlèvement de MES supérieur à 99% (Stephenson et al., 2000). La concentration de MES typiquement atteinte à l'effluent avec ce type de membranes est égale ou inférieure à 2 mg/L (ZENON, 2004), (Côté et al., 2000), (Adham et al., 2001).

Les valeurs élevées de MES mesurées à l'effluent du BRM pour les phases DC1-a et DC1-b peuvent s'expliquer par le fait que les échantillons utilisés pour ces analyses étaient congelés durant ces périodes. L'effet du gel-dégel est bien connu pour améliorer la déshydratation des boues d'usines de traitement d'eaux usées (Metcalf & Eddy, 2003). Lors de la congélation, la fraction d'eau libre gèle et les particules sont poussées par un front de glace en formation. Avec l'expansion de l'eau glacée, les particules sont compactées, coagulées et davantage d'eau en est extraite par diffusion. Lors du dégel, il n'y aura pas de dissolution de ces particules (McMinn et al., 2003). Des petits résidus granuleux, sous forme de cristaux, ont souvent été observés après la décongélation des échantillons d'effluent alors que leur présence n'avait jamais été noté avant la congélation. La valeur moyenne de MES à l'effluent, qui était près de sept fois plus petite lors de la phase PP, peut en partie être expliquée par le fait que les échantillons n'ont pas été congelés.

4.2.2 Bilans de masse

Des bilans hydrauliques et massiques ont été effectués sur une période allant des jours 100 à 140, soit la deuxième partie de la phase DC1-b et pour l'ensemble de la phase PP. Des bilans massiques de DCO totale, d'azote total et de phosphore total ont été effectués. La consommation de DCO totale dans la cuve d'aération n'a pas été mesurée. C'est pourquoi le bilan de DCO atteint 67% avant calcul et 100% après. Le calcul effectué consiste à attribuer la différence du bilan à la consommation de DCO lors de l'oxydation aérobie. La figure 4.17 présente les bilans de masse pour la phase DC1-b. Le bilan de l'azote inclus le NTK et les NO_3 , de même que le bilan du phosphore inclus aussi les orthophosphates.

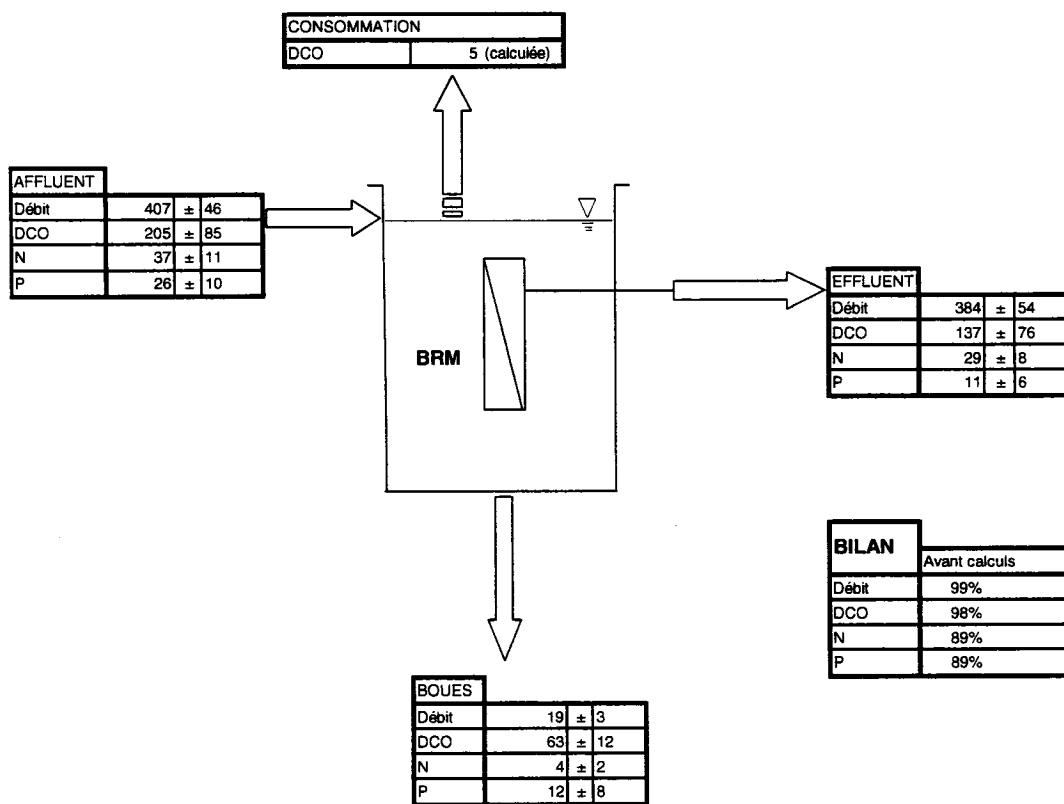


Notes : Les débits sont exprimés en L/d
 Les charges sont exprimées en g/d
 La valeur consommation de DCO (g/d) attribuable à l'oxydation aérobie a été calculée

Figure 4.17 Résultats des bilans massiques de la phase DC1-b

Durant uniquement les jours 100 à 127 (environ le 2/3 de la phase DC1-b), les échantillons d'affluent étaient composés grâce à une conduite d'échantillonnage automatique. Un tube et une tête de pompe ont été ajoutés à la pompe péristaltique de soutirage de boues. Ce tube, raccordé à la conduite d'affluent, prélevait automatiquement un échantillon à toutes les heures et l'acheminait dans un réservoir en plastique fermé par un couvercle. Un échantillon était pris dans ce réservoir lors de chacune des visites suite à une agitation vigoureuse avec un aviron. Ce réservoir n'était cependant pas réfrigéré entre chaque visite.

La figure 4.18 présente le bilan de masses pour la phase PP. Le bilan de DCO atteignait 98%. Une consommation de seulement 5 g/d de DCO a été calculée pour la phase PP.



Notes : Les débits sont exprimés en L/d

Les charges sont exprimées en g/d

La valeur consommation de DCO (g/d) attribuable à l'oxydation aérobique a été calculée

Figure 4.18 Résultats des bilans massiques de la phase PP

4.2.3 Autres mesures de validation

D'autres mesures de validation ont été effectuées lors de la compilation des résultats des analyses de l'affluent et de la liqueur mixte du BRM. Ces mesures se retrouvent à *l'annexe C*, à même les tableaux de résultats détaillées. Le tableau 4.2 présente les mesures de validation et les fonctions de contrôle.

Tableau 4.2 Mesures de validation et valeurs de contrôle

Mesures de validation	Fonctions de contrôle
MES, MVES	MES > MVES
DCOt, DCOf	DCOt > DCOf
Pt, o-PO ₄	Pt > o-PO ₄

Le tableau 4.3 présente les résultats de calculs de rapports typiques de liqueur mixte du BRM.

Tableau 4.3 Moyennes de rapports typiques de liqueur mixte du BRM

Phases d'expérimentation	<i>iVT</i> ^a	DCOp/MVES ^b	Pp/MVES ^c
DC1-a	0,64 ± 0,06	1,63 ± 1,10	0,13 ± 0,07
DC1-b	0,62 ± 0,08	1,21 ± 0,78	0,14 ± 0,07
PP	0,33 ± 0,02	0,90 ± 0,17	0,23 ± 0,08
Valeurs typiques (Metcalf & Eddy 2003)	0,78	1,42 – 1,48	0,30 g P/ g MVES (PAO ^d) 0,02 g P/g MVES (autres bactéries)

^a Note : Rapport matières volatiles en suspension / matières en suspension

^b Note : Rapport DCO particulaire / matières volatiles en suspension

^c Note : Rapport phosphore particulaire / matières volatiles en suspension

^d Note : Microorganismes accumulateurs de phosphore

Le rapport iVT est donc légèrement inférieur aux valeurs typiques pour les phases DC1-a et DC1-b, alors que ce rapport est très en deçà des valeurs typiques pour la phase PP. Les valeurs moyennes des rapports DCOp/MVES et Pp/MVES ont été inférieures aux valeurs typiques pour les phases DC1-b et PP.

CHAPITRE 5 : DISCUSSION

Le but de cette étude était de confirmer la possibilité d'intégrer un bioréacteur à membranes immergées (BRM) dans la filière de traitement *Solution Biofertile* pour améliorer la performance et réduire les coûts d'un rejet sécuritaire de l'effluent traité. Pour y arriver, un BRM de taille pilote a été installé au Centre d'excellence en production porcine (CEPP). Le BRM utilisé consistait en une unité de démonstration fabriquée par ZENON Environmental inc. Le module membranaire était de type ZeeWeed® ZW-10 et le volume utile de la cuve d'aération était de 227 L. La discussion qui suit compare en premier lieu les résultats obtenus avec la littérature et aborde ensuite la phase préliminaire, les hypothèses, les performances, l'atteinte des cibles, l'intégration dans une station collective Biofertile ainsi qu'une étude économique.

5.1 PHASE PRÉLIMINAIRE

5.1.1 Rappel méthodologique

La phase *DC1-a* a été qualifiée de préliminaire car plusieurs ajustements ont été faits durant cette période et de nouveaux équipements ont été ajoutés. Lors de cette période qui s'est échelonnée des jours 15 à 80, le BRM a traité l'effluent décanté du bioréacteur *Biofertile* de type boues activées. Pendant la phase *DC1-a*, il n'était pas possible d'effectuer des bilans de masse car ce n'est que durant les phases subséquentes qu'ont été installés un débitmètre à l'effluent et un indicateur de temps de fonctionnement de la pompe d'alimentation. Un temps de rétention hydraulique (TRH) constant de 9 heures a été employé durant cette phase ainsi que pour les autres phases de l'expérimentation (voir tableau 3.2).

Tableau 5.1 Comparaison des performances de traitement par BRM et par d'autres procédés

• Note: TSV = how do abnormal volumes

• Note: $TCV = \text{taux de chargement volumique}$

Note: Rapport matières volatiles en suspension / matières en suspension

5.1.2 Mise au point des conditions expérimentales

Dans la première moitié de la phase *DC1-a*, le temps de rétention des boues n'était pas contrôlé. L'extraction de boues a été mise en fonction au jour 50. Entre ce jour et le jour 90, l'extraction de boues a fonctionnée et des débordements de liqueur mixte à la surverse se sont produits, ce qui a eu pour effet de réduire davantage le temps de rétention des boues. C'est pourquoi la concentration en MES de la liqueur mixte du BRM a varié entre 1 000 et 2 000 mg/L durant cette période. Dès qu'un âge de boues constant de 10 jours a pu être atteint grâce à l'ajout d'une flotte de contrôle de niveau haut, la biomasse nitrifiante a pu se développer efficacement. L'enlèvement de l'ammoniaque a été de 99% à partir de ce moment, ce qui correspond au rendement observé par Xiao-Jun et al. (1996) et Côté et al. (1997).

La pression transmembranaire a augmenté plus rapidement durant la phase *DC1-a* que dans les autres phases. Durant cette phase, la durée des rétrolavages a été réduite de moitié (passant de 1 à ½ minutes) alors que la fréquence de ces derniers a été doublée (rétrolavages à tous les 4,5 minutes au lieu de 9 minutes). Cette optimisation de la durée et de la fréquence des rétrolavages du module membranaire a permis de retarder l'augmentation de pression. La perméabilité relative a varié entre 20% et 65% lors de la phase *DC1-a* jusqu'à ce qu'un nouveau protocole de nettoyage chimique soit utilisé à partir du jour 72. Un trempage successif dans une plus forte concentration de NaOCl (1 000 ppm pendant 2 h au lieu de 200 ppm pendant 5 h) et dans l'acide citrique à pH 4 pendant 4 heures a permis de retrouver une valeur de perméabilité relative de 80%. Ceci indique que le colmatage de la membrane était causé par l'accumulation de matières inorganiques. Par la suite, la perméabilité relative a varié entre 30% et 80% en effectuant seulement des nettoyage chimiques au NaOCl.

La concentration en MES de la liqueur mixte du BRM se situait en moyenne entre 6 000 et 10 000 mg/L. Cette plage de valeur était celle recommandée par le

manufacturier de membranes pour le traitement d'une eau à fort potentiel de colmatage. L'affluent du BRM avait en effet tendance à colmater les membranes, car il contenait des concentrations en MES assez élevées (de 350 à 700 mg/L en moyenne selon les phases), une forte alcalinité totale (de 1 000 à 1 300 mg CaCO₃/L) ainsi que de l'aluminium et du fer (selon les phases) provenant du procédé électrochimique *Polipur*. En plus de la charge en particules, les valeurs élevées de charge organique et de viscosité sont d'autres facteurs contribuant significativement au colmatage des membranes (Decarolis et al., 2001 ; Decarolis et al., 2001 ; Manem et al., 1996).

La concentration en MES de la liqueur mixte du BRM était cependant inférieure aux concentrations utilisées généralement dans les BRM qui varient entre 10 000 mg/L et 20 000 mg/L (Stephenson et al., 2000). Il est même possible de ne faire aucune purge de boues et d'utiliser une concentration en MES de la liqueur mixte allant jusqu'à 50 000 mg/L (Muller et al., 1995). C'est surtout le temps de rétention hydraulique choisi (9 heures) et le temps de rétention des boues (10 jours), qui ont conjointement avec la grande variabilité de la qualité de l'affluent, fait en sorte que la concentration en MES de la liqueur mixte du BRM s'est maintenue à des valeurs faibles.

5.2 TRAITEMENT PAR UN BRM DE L'EFFLUENT DÉCANTÉ DU BIORÉACTEUR À BOUES ACTIVÉES

La possibilité qu'un BRM puisse remplacer le *Flair* dans la filière de traitement *Solution Biofertile* pour des fonctions d'enlèvement de la DBO₅ et de nitrification constituait la première hypothèse de ce projet de recherche. Durant la phase *DCI-b*, le BRM fut alimenté à partir de l'effluent décanté du bioréacteur à boues activées (voir figure 3.2). Le TRH et le TRB furent maintenus à des valeurs constantes de 9 heures et 10 jours, respectivement. Une valeur stable de flux d'environ 24 L·m⁻²·h⁻¹ a pu être atteinte lors de cette phase à des TMP variant de 5 à 10 kPa. Les flux typiques pour les BRM varient de 5 à 300 L·m⁻²·h⁻¹, correspondant à des valeurs de perméabilité de 20 à 200 L·m⁻²·h⁻¹·bar⁻¹ (Stephenson et al., 2000). Spécifiquement pour les modules de

membranes à fibres creuses, les valeurs de flux utilisées par Côté et al. (1997) dans des BRM varient de 25 à 35 $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ et elles sont appliquées à des faibles pressions de 20 kPa. Des valeurs de flux variant de 18 à 27 $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ appliquées à des pressions de 25 à 50 kPa ont été utilisées dans un BRM à fibres creuses par Rosenberger et al. (2002). Les valeurs de flux utilisées dans la présente étude s'inscrivent donc dans la partie inférieure des intervalles typiques utilisés par des BRM de même configuration.

5.2.1 Performances

L'ultrafiltration avec des membranes ayant un diamètre nominal de pores de 0,04 μm constitue un mécanisme de séparation physique permettant l'enlèvement complet des matières en suspension. Ainsi, la DCO particulaire, l'azote particulaire, le phosphore particulaire et les coliformes fécaux ont été complètement éliminés durant la phase *DC1-b*. Cependant, les MES ont été enlevées à seulement 96% durant cette phase probablement en raison d'un phénomène de coagulation qui s'est produit lors de la congélation des échantillons à forte teneur en sels dissous servant à cette analyse (voir section 4.2.1).

La DCO de l'effluent a majoritairement suivi le profil de la DCO à l'affluent, exception faite des deux épisodes de fortes charges en provenance de la filière Biofertile où des valeurs de près de 4 000 et 5 000 mg/L ont été atteintes. La concentration moyenne de DCO totale mesurée à l'effluent pour la période *DC1-b* a été de 410 ± 150 mg/L, correspondant à un rendement de 59%. La DCO et la DBO à l'affluent du BRM sont des résidus du traitement effectué par le bioréacteur *Biofertile*, donc les parties les plus difficiles à dégrader biologiquement. De plus, le lisier de porc contient une grande quantité de bilirubine et de matières humiques résistantes à la biodégradation (MAPAQ, 2003). Les rendements d'enlèvement de la DCO sont habituellement supérieurs à 90% lorsqu'un long TRB et qu'une forte concentration en MES de la liqueur mixte sont maintenus dans le BRM (Cicek et al., 1999b-). Le taux de chargement volumétrique varie typiquement de 1,2 à 3,2 kg DCO $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ et des

rapports F/M aussi bas que $0,05\text{--}0,15 \text{ kg DCO}\cdot\text{kg}^{-1} \text{ MLSS}\cdot\text{d}^{-1}$ sont fréquemment utilisés avec des BRM (Stephenson et al., 2000). Le taux de chargement volumétrique moyen a été de $2,3 \text{ kg DCO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ pour la période *DC1-b*. Suite au mauvais fonctionnement du bioréacteur *Biofertile*, le rapport F/M a varié de 0,3 à $0,2 \text{ kg DCO}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{MLSS}\cdot\text{d}^{-1}$ durant la phase *DC1-b*. Un rapport de près de $0,1 \text{ kg DCO}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{MLSS}\cdot\text{d}^{-1}$ a été observé par Yamamoto et al. (1989), Muller et al. (1995) et Rosenberger et al. (2002), ce qui indique que le rapport F/M de la phase *DC1-b* était probablement trop élevé pour permettre l'enlèvement complet de la DBO.

Durant la phase *DC1-b*, l'enlèvement de la DBO_5 a été de 77% alors que les rendements d'enlèvement se situent habituellement entre 90% à 97% avec les BRM pour des taux de charge volumiques de 0,05 à $0,66 \text{ kg DBO}_5 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (Stephenson et al., 2000). Le taux de chargement volumiques moyen a été de $0,26 \text{ kg DBO}_5 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ pour les phases *DC1-b* et *PP*, ce qui est typique des valeurs utilisées par les BRM. Le faible nombre de mesures de DBO_5 effectuées (3 mesures pour chaque phase) ne permet cependant pas de conclure avec certitude à ce sujet.

En ce qui concerne les matières et nutriments solubles, ils ne peuvent être retenus par une membrane d'ultrafiltration. Certains de ces éléments peuvent être enlevés biologiquement dans un BRM lorsqu'une concentration élevée de biomasse et un rapport F/M faible sont maintenus dans la cuve d'aération. Suite à l'installation d'une sonde de contrôle, il n'y a plus eu de débordement à la surverse de la cuve d'aération du BRM et le rapport *MVES/MES* de la liqueur mixte du BRM s'est stabilisé à environ 0,65 durant la phase *DC1-b*. Cette valeur est très près de la valeur de 0,70 observée typique en traitement d'eaux usées municipales (Rosenberger et al., 2002). L'enlèvement de l'ammoniaque a été de 99% durant la phase *DC1-b*. En plus de la nitrification, une partie de cet enlèvement peut être aussi attribué à des pertes par dégazage. Un bris d'équipement d'analyse de l'ammoniaque n'a pas permis de mesurer l'ammoniaque pendant 30 jours durant la phase *DC1-b* et pendant 10 jours lors de la

phase *PP*. Les concentrations en nitrates sont cependant restées stables à près de 60 mg N/L durant cette période, ce qui laisse présager que l'enlèvement de l'ammoniaque résiduel était nitrifié de façon complète durant ce temps.

La dénitrification ne faisait pas partie des objectifs de traitement du projet. L'ajout d'une zone anoxie au BRM permet d'enlever jusqu'à de 80% de l'azote total (Rosenberger et al., 2002 ; Côté et al., 1997). Des enlèvements de plus de 90% de l'azote total sont possible en utilisant une aération intermittente du BRM (Yeom et al., 1999 ; Chiemchaisri et al., 1992). Le rapport $\text{DBO}_5 : \text{N}$ de l'affluent du BRM a été d'environ 1 :1 durant l'ensemble de l'expérimentation, alors qu'un rapport $\text{DBO} : \text{N}$ plus élevé de 4 :1 serait recommandé pour l'enlèvement de l'azote (Dussault, 2005). Une dénitrification complète a été observée par (Yeom et al., 1999) lors d'une expérimentation faite avec un BRM à aération intermittente utilisant un rapport $\text{DBO} : \text{N}$ de 5 :1 pour l'affluent. Une source additionnelle de carbone serait donc nécessaire pour effectuer la dénitrification de cet affluent avec un BRM. Durant la phase *DC1-b*, le bilan d'azote total ferme seulement à 65%, ce qui laisse croire à première vue que près de 30% aurait pu être dénitrifié dans les flocs de boues activées du BRM ou dans les boues extraites. En effet, les boues extraites séjournent plusieurs jours dans un baril fermé et sans agitation avant d'être échantillonnées, ce qui est propice à des conditions anoxies. Une certaine quantité d'azote a donc pu être dénitrifiée dans les boues extraites, faussant d'autant le bilan massique pour cet item.

Malgré les fortes pointes de phosphore à l'affluent (jusqu'à 1417 mg/L), la concentration à l'effluent du BRM est demeurée stable à près de 57 mg/L pour la phase *DC1-b*. Cette concentration correspond à un enlèvement de phosphore de 38%. Les enlèvements de phosphore rapportés pour les BRM varient de 12% (Côté et al., 1997) à 40% (Rosenberger et al., 2002) dans des conditions uniquement aérobies et où il n'y a pas de précipitation chimique. Il est possible d'atteindre 75% d'enlèvement de phosphore en utilisant des zones anaérobies (Ueda et al., 1999) et plus de 80% en

ajoutant un coagulant tel que l'alun ou le fer (Buisson et al., 1998). L'enlèvement de 38% de phosphore pour la phase *DC1-b* se situe donc dans la gamme supérieure des performances publiées pour des BRM en conditions uniquement aérobies et où il n'y a pas de précipitation chimique (Rosenberger et al., 2002). Cependant, une augmentation des concentrations d'orthophosphates a eu lieu dans la cuve d'aération lors des trois phases. L'augmentation des concentrations d'orthophosphates a été de 58% pour la phase *DC1-b*. Ce résultat peut être attribué à la dégradation du phosphore particulaire et au bris de particules contenant du phosphore soluble dans la cuve d'aération du BRM en raison de l'âge de boues élevé.

Le tableau 5.2 compare les performances épuratoire du BRM traitant l'effluent décanté du bioréacteur à boues activées (phase *DC1-b*) avec les performances du *Flair*.

Tableau 5.2 Performances du BRM comparées à celles du *Flair*

Description	Enlèvement par le BRM (phase <i>DC1-b</i>)	Enlèvement par le <i>Flair</i> (Chabot et al., 2004)
DBO ₅	77%	N/D
NH ₃ -N	99%	57%
MES	96%	55%
P _{tot}	38%	37%

N/D : non-disponible

La valeur du pourcentage d'enlèvement de la DBO₅ par le *Flair* ne fut pas mesuré lors de cette étude. Cependant, le taux de chargement volumiques moyen de 0,26 kg DBO₅ m⁻³ d⁻¹ utilisé dans le BRM pour cette phase correspond à une valeur typique de pourcentage d'enlèvement de la DBO₅ d'environ 65% pour lit bactérien (Metcalf & Eddy, 2003). Il est donc permis d'affirmer qu'un BRM pourrait remplacer le *Flair* dans la filière de traitement *Solution Biofertile* pour des fonctions d'enlèvement de la

DBO₅ et de nitrification, tout en assurant la même performance d'enlèvement du phosphore total et une performance supérieure d'enlèvement des MES.

5.2.2 Atteinte des cibles

Durant la phase *DC1-b*, les cibles du projet concernant la DBO₅ (5 mg/L), les MES (5 mg/L) et le phosphore (1 mg/L) n'ont pu être rencontrées. Les valeurs de MES mesurées ont été légèrement supérieures à la cible en raison de la coagulation qui s'est produite dans les échantillons congelés pendant cette période. Toutefois, la performance d'enlèvement des MES pour la phase *DC1-b* a été supérieur à ce qui a été mesuré en raison de la coagulation qui a probablement eu lieu dans les échantillons congelés lors de cette phase. L'enlèvement de l'ammoniaque et des coliformes fécaux a été complet pour toutes les analyses effectuées durant les phases *DC1-b*, permettant de rencontrer ces cibles.

5.3 TRAITEMENT PAR UN BRM DE L'EFFLUENT NON DÉCANTÉ DU *Polipur*

La seconde hypothèse de ce projet consiste en la possibilité qu'un BRM intégré en aval du *Polipur* puisse constituer une barrière efficace en ce qui concerne les MES, l'ammoniaque et les coliformes fécaux. Durant la phase *PP*, le BRM fut alimenté à partir de l'effluent non décanté du *Polipur* (voir figure 3.2). Le TRH et le TRB furent maintenues à des valeurs constantes de 9 heures et 10 jours respectivement. Une valeur moyenne de flux de 27 L·m⁻²·h⁻¹ a été observée lors de la phase *PP* avec des pressions variant de 10 à 15 kPa. La présence d'un prétraitement de coagulation a comme conséquence d'augmenter le flux de filtration (Choksuchart et al. 2002). De plus, la perméabilité relative s'est maintenue à des valeurs entre 20% et 30%. Ceci est probablement due au colmatage plus important de la membrane avec des matières inorganiques (fer) provenant du *Polipur*. Un nettoyage chimique à l'acide citrique

aurait pu permettre d'enlever une part importante du colmatage inorganique mais ce nettoyage n'a pas été fait car le projet était terminé.

5.3.1 Performances

Lors de la phase PP, la DCO particulaire, l'azote particulaire, le phosphore particulaire et les coliformes fécaux ont été complètement éliminés. Les MES ont été enlevées à 99% durant cette période (les échantillons servant à ces analyses n'étaient pas congelés comme durant les phases précédentes).

La concentration en fer dans la cuve d'aération du BRM était élevée (1 100 mg/L de fer total en moyenne) pendant la phase PP. Le fer est considéré à certaines concentrations comme une toxine pour les microorganismes et il a pu nuire à l'activité microbienne de la liqueur mixte (Philips et al., 2003). Le rapport MVES/MES de la liqueur mixte du BRM est descendu à une valeur moyenne d'environ 0,3 durant la phase *PP*. Malgré ce faible rapport, l'enlèvement de l'ammoniaque a été de 99% durant la phases *PP*.

La concentration moyenne de DBO_5 mesurées à l'effluent du BRM a été de 25 ± 3 mg/L pendant la phase *PP*, correspondant à un enlèvement de 84%. La concentration moyenne de DCO totale mesurée à l'effluent pour la période *PP* a été de 340 ± 160 mg/L, correspondant à un rendement de 33%. Le taux de chargement volumétrique moyen a été $0,88 \text{ kg DCO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ pour la période *PP*. Cette dernière valeur est légèrement inférieure aux valeurs typiques. Le rapport F/M s'est stabilisé autour de $0,10 \text{ kg DCO} \cdot \text{kg}^{-1} \text{ MLSS} \cdot \text{d}^{-1}$ pendant la phase *PP*, ce qui est conforme aux valeurs typiquement observées dans les BRM.

La concentration de phosphore à l'effluent du BRM est demeurée stable à près de 34 ± 15 mg/L pour la phase *PP*, correspondant à un enlèvement de phosphore de 51%. L'enlèvement du phosphore fut meilleur lors de la phase *PP*, car le BRM traitait l'effluent non décanté du *Polipur*. Ce procédé électrochimique fait coaguler le

phosphore, l'adsorbe aux matières en suspension et ensuite l'enlève par sédimentation. Le *Polipur* ne fonctionnant qu'à tous les 3 jours environ durant la phase *PP*, son effluent non décanté devait cependant être entreposé pendant quelques jours dans des réservoirs agité avant d'être traité dans le BRM. L'agitation dans ces réservoirs et la forte aération ayant lieu dans le BRM pendant un TRB de 10 jours peuvent avoir brisé les flocs sur lesquels le phosphore soluble s'était adsorbé et causé un relargage d'orthophosphates (Fugère, 2002). Le *Polipur* peut être paramétré pour atteindre un taux de capture du phosphore supérieur de près de 98% et une concentration de phosphore inférieure à 2 mg/L (Chabot et al., 2004). Le fonctionnement en continu du *Polipur* associé avec un BRM opéré à faible âge de boues pourrait probablement permettre de diminuer le relargage d'orthophosphates et d'améliorer ainsi l'efficacité d'enlèvement de ce nutriment.

Il semble possible de conclure à la lumière de ces résultats que l'intégration d'un BRM en aval du *Polipur* constitue une barrière efficace en ce qui concerne les MES, l'ammoniaque et les coliformes fécaux. Toutefois, la performance d'enlèvement de la DBO n'a pas atteint le niveau escompté en raison probablement d'une concentration de biomasse insuffisante et de la nature difficilement biodégradable de l'affluent. De plus, un enlèvement satisfaisant du phosphore n'a pu être atteint en raison du relargage d'orthophosphates.

5.3.2 Atteinte des cibles

Durant la phase *PP*, les cibles du projet concernant la DBO₅ (5 mg/L) et le phosphore (1 mg/L) n'ont pu être rencontrées. L'enlèvement de l'ammoniaque et des coliformes fécaux a été complet pour toutes les analyses effectuées durant cette période, permettant de rencontrer ces cibles. De plus, la cible d'enlèvement des MES (5 mg/L) a été atteinte durant la phase *PP*.

5.4 CHOIX DES CIBLES DU PROJET

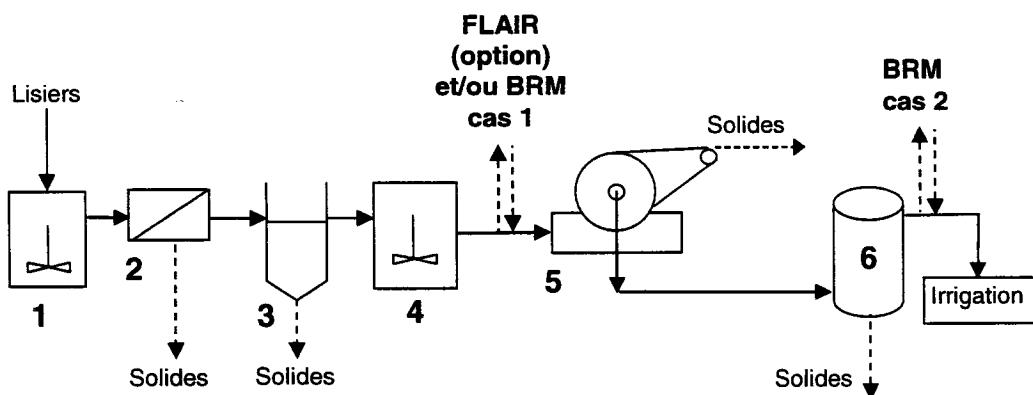
Les cibles choisies pour ce projet correspondent aux capacités de traitement typiques des BRM. Cependant, ces capacités de traitement ont généralement été observées sur des eaux usées municipales ayant des caractéristiques différentes de celles traitées dans le présent projet. Comparativement aux compositions typiques d'eaux usées municipales de force moyenne (Metcalf & Eddy, 2003), les concentrations de l'affluent du BRM de ce projet étaient environ trois fois plus élevées en MES, deux fois plus élevées en DCO, dix fois plus élevées en phosphore et cinquante fois plus élevées en métaux. De plus, les BRM qui atteignent des concentrations de phosphore inférieures à 1mg/L utilisent dans la plupart des cas un ajout de coagulant tel que l'alun ou le fer (Buisson et al., 1998).

À titre de comparaison avec les cibles de ce projet, la norme la plus sévère s'appliquant à un établissement agroalimentaire hors réseau est deux fois moins exigeante pour la DBO_5 et quatre fois moins exigeante pour les MES (MENV et al., 2004). Le règlement 87 de la CUM est quant à lui six fois moins exigeant pour la DBO_5 et les MES lors d'un rejet direct au milieu récepteur (Communauté urbaine de Montréal, 2000). Le règlement Q2.r8 sur l'évacuation et le traitement des eaux usées des résidences isolées est trois fois moins exigeant pour la DBO_5 et les MES lorsqu'un système de traitement tertiaire avec déphosphatation et désinfection est utilisé (Gouvernement du Québec, 2005). Les cibles de MES et DBO_5 choisies pour ce projet sont donc très élevées relativement à la réglementation en vigueur.

5.5 MODIFICATIONS AU FONCTIONNEMENT DE LA FILIÈRE DE TRAITEMENT BIOFERTILE

La filière de traitement *Biofertile* installée au CEPP constituait une vitrine technologique et son exploitation a cessée en décembre 2004. La compagnie Envirogain a démarrée en mai 2005 une station collective *Biofertile* située à

l'Ange-Gardien en Estrie. Cette station est caractérisée par un débit journalier moyen d'environ 80 m³/d. Les traitements en stations collectives sont moins coûteux que les traitements en stations individuelles (Envirogain inc., 2003), ce qui permet d'ajouter un procédé de déshydratation de la biomasse appelé Skimmat. Avec un tel équipement, aucun décanteur n'est nécessaire suite au bioréacteur. Le Skimmat est localisé après le bioréacteur et avant le *Polipur*. La figure 5.1 présente un schéma simplifié de la filière Biofertile collective ainsi que les deux endroits envisagés pour l'intégration d'un BRM.



1. Bassin d'homogénéisation 2. Séparateur 3. Décanteur 4. Bioréacteur 5. Skimmat 6. Polipur

Figure 5.1 Schéma simplifié de fonctionnement de la filière Biofertile collective et points d'intégration d'un BRM.

L'expérimentation au CEPP a démontré qu'un BRM peut épurer le liquide de façon égale ou supérieure au *Flair* (exception faite de la dénitrification qui nécessiterait qu'une zone anoxie et qu'une source additionnelle de carbone soient ajoutés). Les filtres à lit ruisselant (*Flair*) pourraient donc être optionnels pour l'épuration de l'air et la réduction des gaz à effet de serre. L'air contenu dans le bassin d'homogénéisation pourrait servir à l'aération du BRM et ainsi être épuré en partie. Il serait ainsi possible de réduire la taille de ce procédé lorsqu'un client choisi quand même d'intégrer un *Flair* pour l'élimination des odeurs et des émissions de gaz. Deux scénarios sont donc envisageables pour intégrer un BRM dans une telle station. Le premier consisterait à installer un BRM après le bioréacteur. Le second scénario consisterait à installer le BRM après le *Polipur*.

En se basant sur les résultats obtenus, l'intégration d'un BRM après le bioréacteur (cas 1) permettrait d'améliorer l'efficacité des procédés qui suivent et d'en diminuer la taille. Suite au passage du liquide à l'ultrafiltration, Fugère (2002) a observé que les électrodes du procédé d'électro-épuration s'encrassaient moins et qu'il y avait une amélioration importante de la décantation des flocs d'hydroxydes de fer formés en absence de matières en suspension. Cependant, le procédé de déshydratation de la biomasse (Skimmat) rempli maintenant ce rôle dans la station collective en éliminant une grande partie les solides. De plus, l'absence de décanteur secondaire après le bioréacteur ferait en sorte d'augmenter de façon importante les charges au BRM et le colmatage des membranes serait trop important.

L'installation d'un BRM après le *Polipur* (cas 2) au CEPP a présenté l'inconvénient de conserver quand même un résiduel de phosphore soluble. La concentration de phosphore soluble mesuré à l'affluent du BRM était la même durant les phases *PP* et *DCI-a*, alors que l'on se serait attendu à ce que cette concentration soit plus faible lors de la phase *PP*. Cependant, la présence de phosphore résiduel peut être expliquée par un relargage due aux conditions de vieillissement des boues et aux zones anoxies dans le BRM ainsi qu'à la forte agitation dans les réservoirs d'entreposage de l'affluent durant cette période. Le fonctionnement en continu du *Polipur* associé à un BRM représente un meilleur potentiel d'enlèvement du phosphore. L'installation d'un BRM après le *Polipur* permettrait d'éliminer le décanteur qui lui est associé. Par contre, un suivi du colmatage inorganique devrait être fait pour éviter de réduire prématurément la durée de vie des membranes.

5.2 ÉTUDE TECHNICO-ÉCONOMIQUE

Une étude technico-économique a été réalisée pour l'intégration d'un BRM dans une station Biofertile collective de 80 m³/d. Le choix de ce débit a été fait, car un projet de

cette capacité est en démarrage actuellement. L'estimation budgétaire des coûts du BRM a été faite par Zenon Environmental Corporation en se basant sur les caractéristiques de l'affluent mesurées lors de l'expérimentation au CEPP (voir à l'annexe A pour plus de détails sur l'estimé budgétaire). Le tableau 5.3 présente les coûts d'un BRM pour une station Biofertile collective de $80 \text{ m}^3/\text{d}$.

Tableau 5.3 Coûts d'un BRM pour une station Biofertile collective de $80 \text{ m}^3/\text{d}$

Débit de lisier traité: $80 \text{ m}^3/\text{d}$

Description	Montants	Références	Incluant
Capitalisation directe :	283000 \$	(estimé par Zenon, 2005)	Équipements de procédés, tuyauterie, électricité, instrumentation, contrôle
Période de l'amortissement: Amortissement: Intérêts sur le capital à rembourser	10 ans 28300 \$/an 12451 \$/an 40751 \$/an	(8% intérêts/an sur 10 ans)	voir calculs à l'annexe B
Capitalisation totale:	1.40 \$/m³		
Coûts typiques de main-d'oeuvre: Coûts typiques de matériel: Coûts typiques d'énergie: Coûts typiques de produits chimiques:	0.08 \$/m ³ 0.08 \$/m ³ 0.14 \$/m ³ 0.03 \$/m ³	(tiré de Côté et al., 2004) (tiré de Côté et al., 2004) (tiré de Côté et al., 2004) (tiré de Côté et al., 2004)	Main-d'œuvre Remplacement d'équipement, remplacement de membrane Énergie Nettoyages chimiques de membrane
Coûts typiques d'opération et entretien:	0.33 \$/m³		
Coût total :	1.73 \$/m³		

Le fabricant affirme qu'un peu plus de 4 modules ZW 500A seraient requis pour un flux de conception de $17 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ (10 gfd). Cette dernière valeur est assez conservatrice, car durant l'expérimentation, une valeur stable de flux d'environ $24 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ a pu être atteinte pour la phase *DC1-b* et une valeur moyenne de flux de $27 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ a été observée pour la phase *PP*. Deux cassettes de trois modules membranaires ont été proposées par le fabricant. Ceci permet au système d'opérer au débit de conception sur une seule cassette pendant une période n'excédant pas 24 heures pour maintenir la production pendant un nettoyage. Le fait d'avoir 6 modules membranaires, alors que seulement un peu plus que 4 sont requis, donnerait aussi une

capacité de traitement supplémentaire qui permettrait de traiter efficacement 120 m³/d (le goulot d'étranglement actuel de la station Biofertile collective).

Selon Envirogain, l'élimination des 2 *Flair* de la station collective Biofertile permettrait aussi d'éliminer les 2 bassins décanteurs et les 6 pompes qui y sont associés. Ceci pourrait être envisagé pour les deux scénarios d'intégration d'un BRM. Une réduction du volume du bâtiment serait également possible avec l'élimination de ces procédés. Le second scénario (qui consiste à intégrer un BRM après le *Polipur*) permettrait en plus d'éliminer le décanteur et la pompe associés au *Polipur*. Le tableau 5.4 présente une comparaison de coûts prévus pour les deux scénarios d'intégration d'un BRM à la station collective Biofertile.

Tableau 5.4 Comparaison de surcoûts associés à l'intégration d'un BRM à une station collective Biofertile de 80 m³/d

Description	Scénario 1: (sans FLAIR)	Scénario 2: (sans FLAIR)
	BRM après le bioréacteur	BRM après le Polipur
BRM: capitalisation et intérêts	1.40 \$/m ³	1.40 \$/m ³
BRM: coûts d'opération et d'entretien	0.33 \$/m ³	0.33 \$/m ³
Élimination de 2 FLAIR, 6 pompes et 2 bassins décanteurs	-0.80 \$/m ³	-0.80 \$/m ³
Réduction du bâtiment grâce aux ouvrages réduits	-0.20 \$/m ³	-0.20 \$/m ³
Élimination du décanteur associé au Polipur et une pompe	N/A	-0.20 \$/m ³
Surcoût total (<u>option sans FLAIR</u>):	0.73 \$/m³	0.53 \$/m³
FLAIR (taille réduite) pour option GES:	0.25 \$/m ³	0.25 \$/m ³
Surcoût total (<u>option avec FLAIR</u>):	0.98 \$/m³	0.78 \$/m³

N/A: Non-applicable

Le surcoût est calculé par opposition à une station collective Biofertile de 80 m³/d avec Flair mais sans BRM.

Le second scénario, consistant à intégrer un BRM après le *Polipur*, est donc celui qui présente les réductions de coûts les plus importantes. Lorsque les *Flair* ne sont pas requis, le surcoût total pour l'intégration d'un BRM après le bioréacteur est d'environ 0,73 \$/m³ alors que le surcoût total pour l'intégration d'un BRM après le *Polipur* est d'environ 0,53 \$/m³. Dans les deux cas, l'ajout de *Flair* de dimensions réduites combinés à l'intégration d'un BRM peut être fait à un coût de 0,25 \$/m³ comparativement à 0,80 \$/m³ sans BRM. Ainsi, un surcoût de 0,78 \$/m³ serait requis pour intégrer un BRM et des *Flair* de dimensions réduites dans une station collective Biofertile. L'ajout d'un BRM combiné à des *Flair* réduits permettrait d'obtenir une réduction des GES ainsi qu'une barrière supplémentaire relativement aux MES, aux micro-organismes et à l'azote ammoniacal.

CHAPITRE 6 : CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS

Le premier objectif de cette étude était de confirmer la possibilité d'intégrer un bioréacteur à membranes immergées (BRM) dans la filière de traitement de lisier de porcs *Solution Biofertile* pour en améliorer la performance et pour réduire les coûts d'un rejet sécuritaire de l'effluent traité. Un BRM de taille pilote a été intégré à la filière de traitement *Solution Biofertile* située au Centre d'excellence en production porcine (CEPP). L'intégration du BRM dans la filière de traitement s'est faite selon deux scénarios. Durant la phase *DC1-b*, l'effluent décanté du bioréacteur à boues activées a été utilisé pour alimenter le BRM. Lors de la phase *PP*, l'effluent non décanté du procédé électrochimique *Polipur* a été utilisé pour alimenter le BRM. Ce projet a permis de tirer des conclusions intéressantes sur l'emplacement optimal d'un BRM dans la filière *Solution Biofertile*. Ainsi,

- Alimenté par l'effluent décanté du bioréacteur à boues activées, le BRM a enlevé 77% de la DBO_5 , >96% des MES, 82% du NTK, 99% du $\text{NH}_3\text{-N}$, 38% du P_{tot} et 100% des coliformes fécaux. Les concentrations moyennes mesurées à l'effluent du BRM pour cette phase sont $30 \pm 6 \text{ mg DBO}_5/\text{L}$, $<29 \pm 6 \text{ mg MES/L}$, $22 \pm 16 \text{ mg NTK-N/L}$, $0 \text{ mg NH}_3\text{-N/L}$, $57 \pm 7 \text{ mg Pt/L}$ et $<2 \text{ UFC/100 mL}$. Nous pouvons donc affirmer qu'un BRM pourrait remplacer le *Flair* dans la filière de traitement *Solution Biofertile* pour des fonctions d'enlèvement de la DBO_5 et de nitrification, tout en assurant la même performance d'enlèvement du phosphore total ainsi une performance supérieure d'enlèvement des MES et des coliformes fécaux.
- Alimenté par l'effluent non décanté du *Polipur*, le BRM a enlevé 84% de la DBO_5 , 99% des MES, 80% du NTK, 99% du $\text{NH}_3\text{-N}$, 51% du P_{tot} et 100% des coliformes fécaux. Les concentrations moyennes mesurées à l'effluent du BRM pour cette phase sont $25 \pm 3 \text{ mg DBO}_5/\text{L}$, $4 \pm 1 \text{ mg MES/L}$, $16 \pm 6 \text{ mg NTK-N/L}$, $0 \text{ mg NH}_3\text{-N/L}$, $34 \pm 15 \text{ mg Pt/L}$ et $<2 \text{ UFC/100 mL}$. Nous pouvons donc affirmer que

l'intégration d'un BRM en aval du *Polipur* constitue une barrière efficace en ce qui concerne les MES, l'ammoniaque et les coliformes fécaux.

- Le second scénario, qui consiste à intégrer un BRM après le *Polipur*, est celui qui présente les réductions de coûts les plus importantes. Lorsque les *Flair* ne sont pas requis, le surcoût total pour l'intégration d'un BRM après le bioréacteur est d'environ 0,73 \$/m³ alors que le surcoût total pour l'intégration d'un BRM après le *Polipur* est d'environ 0,53 \$/m³. Lorsque les *Flair* sont requis pour la réduction des gaz à effet de serre, l'intégration d'un BRM permet d'en réduire les dimensions. Ainsi, l'ajout d'un BRM combiné à des *Flair* réduits permettrait d'obtenir, sensiblement au mêmes coûts que l'option *Flair* de pleines dimensions, une barrière supplémentaire relativement aux MES, aux micro-organismes et à l'azote ammoniacal.
- Malgré le fort potentiel de colmatage de l'affluent traité, il a été possible d'utiliser les membranes plus de 40 jours sans avoir à effectuer de lavage chimique à l'aide d'une solution d'hypochlorite de sodium (NaOCl) ou d'acide citrique. Les membranes ont montré une bonne robustesse et une bonne capacité de récupération suite aux incidents de très fortes charges en provenance de la filière de traitement.

Le site du projet était situé à près de 350 km de Montréal et les visites de contrôle n'étaient effectuées qu'hebdomadairement. Ces contraintes ont fait en sorte que les stratégies d'opération du BRM ont été assez conservatrices pour permettre un fonctionnement sans supervision durant plusieurs jours. Une supervision quotidienne aurait sûrement permis d'être moins conservateurs, de faire un meilleur suivi et d'optimiser les performances du BRM.

La mise en place d'un BRM pilote sur le site de la station collective Biofertile permettrait de confirmer les observations et conclusions avancées dans ce mémoire. Ceci permettrait de :

- Suivre la performance d'un BRM associé au *Polipur* sur une plus longue période que celle utilisée dans le cadre de cette étude (40 jours seulement pour la phase PP au CEPP);
- Déterminer le potentiel de colmatage inorganique irréversible et étudier des stratégies de nettoyage chimique des membranes pour ces conditions par des études à long terme;
- Déterminer le potentiel de dénitrification du BRM dans une perspective de disposition de l'effluent par infiltration. Une zone anoxie pourrait être ajoutée à la cuve d'aération du BRM ou une aération intermittente du BRM pourrait être utilisée. Une source additionnelle de carbone serait par contre nécessaire pour quadrupler le rapport DBO:N de l'affluent du BRM. Pour y arriver, du lisier en provenance d'un autre endroit plus en amont dans la chaîne de traitement pourrait être ajouté au BRM avec un contrôle du dosage en temps réel;
- Étudier les effets d'un TRB plus élevé sur l'enlèvement de la matière organique soluble, sur l'enlèvement du phosphore ainsi que sur la production de boues du BRM.

RÉFÉRENCES

- ADAM, C., GNIRSS, R., LESJEAN, B., BUISSON, H., KRAUME, M. 2002. "Enhanced biological phosphorus removal in membrane bioreactors". *Water Science and Technology*. **46**(4-5): 281-286.
- ADHAM, S., GAGLIARDO, P., BOULOS, L., OPPENHEIMER, J., TRUSSELL, R. 2001. "Feasibility of the membrane bioreactor process for water reclamation". *Water Science and Technology*. **43**(10): 203-209.
- APHA, AWWA, WEF . 1998. *Standards Methods for the Examination of Water and Wastewater, 20th ed.*. Washington, DC : American Public Health Association.
- BAPE. 2003. L'inscription de la production porcine dans le développement durable (Rapport d'enquête et d'audience publique). www.bape.gouv.qc.ca/sections/rapports/publications/bape179_princ.pdf [En ligne.] (Page consultée le 23 février 2005)
- BARIL, P. 2002. Impacts de la production porcine sur le milieu naturel (présentation à la Commission sur le développement durable de l'industrie porcine). www.bape.gouv.qc.ca/sections/mandats/prod-porcine/documents/BIO7.pdf [En ligne]. (Page consultée le 23 février 2005)
- BOUCHARD, C., KOUADIO, P., ELLIS, D., RAHNI, M. 2000. "Membrane processes and their applications in drinking water production". *Vecteur Environnement*. **33**(4): 28-38. (In French)
- BUISSON, H., COTE, P., PRADERIE, M., PAILLARD, H. 1998. "Use of immersed membranes for upgrading wastewater treatment plants". *Water Science and Technology*: **37**(9): 89-95.

- CHABOT, R., GALLOT, J.E., DUTIL, C., ROBERGE, S. 2004. *Solution Biofertile F, rapport final*. St-Romuald, (Qc) : Envirogain, 99 p.
- CHERYAN, M. 1998. *Ultrafiltration and Microfiltration Handbook*. Lancaster, PA : Technomic Publishing Co.
- CHIEMCH AISRI, C., WONG, Y.K., URASE, T., YAMAMOTO, K. 1992. "Organic stabilization and nitrogen removal in membrane separation bioreactor for domestic wastewater treatment". *Water Science and Technology*: **25**(10): 231-240.
- CHOKSUCHART, P., HERAN, M., GRASMICK, A. 2002. "Ultrafiltration enhanced by coagulation in an immersed membrane system". *Desalination*. **145**(1-3): 265-272.
- CICEK, N. 2003. "A review of membrane bioreactors and their potential application in the treatment of agricultural wastewater". *Canadian Biosystems Engineering / Le Génie des biosystèmes au Canada*. **44**:637-649.
- CICEK, N., FRANCO, J.P., SUIDAN, M.T., URBAIN, V. 1999a. "Characterization and comparison of a membrane bioreactor and a conventional activated-sludge system in the treatment of wastewater containing high-molecular-weight compounds". *Water Environment Research*. **71**(1): 64-70.
- CICEK, N., FRANCO, J.P., SUIDAN, M.T., URBAIN, V. 1999b-. "Effect of Phosphorus on Operation and Characteristics of MBR". *Journal of Environmental Engineering*. **125**(8): 738-746.
- CICEK, N., WINNEN, H., SUIDAN, M.T., WRENN, B.E. 1998. "Effectiveness of the membrane bioreactor in the biodegradation of high molecular weight compounds". *Water Research*. **32**(5): 1553-1563.

COMMUNAUTÉ URBAINE DE MONTRÉAL. 2000. "Règlement 87-4, Règlement modifiant le règlement 87 relatif aux rejets des eaux usées dans les réseaux d'égouts et cours d'eau".

www.cmm.qc.ca/publications/documentsinsti/reglements/08.pdf [En ligne.] (Page consultée le 10 mai 2005)

CORPAQ 2003. *Programme de recherche et d'adaptation technologiques sur le traitement des fumiers*. Québec : Ministère de l'Agriculture, des Pêcheries et de l'Alimentation.

CÔTÉ, P., BUISSON, H., PRADERIE, M. 1998. "Immersed membranes activated sludge process applied to the treatment of municipal wastewater". *Water Science and Technology* 38(4-5): 437-442.

CÔTÉ, P., BUISSON, H., POUND, C., ARAKAKI, G. 1997. "Immersed membrane activated sludge for the reuse of municipal wastewater". *Desalination* 113(2-3) : 189-196.

CRAAQ. 2003. Période transitoire, Charges fertilisantes des effluents d'élevage, Valeurs de références: production porcine.

www.craaq.qc.ca/data/DOCUMENTS/E1.pdf. [En ligne.] (Page consultée le 23 février 2005)

CÔTÉ, P., THOMPSON, D. 2000. "Wastewater treatment using membranes: The North American experience". *Water Science and Technology* 41(10): 209-215.

CÔTÉ, P., MASINI, M., MOURATO, D. 2004. "Comparison of membrane options for water reuse and reclamation". *Desalination* 167(1-3): 1-11.

- DECAROLIS, J., HONG, S., TAYLOR, J. 2001. "Fouling behavior of a pilot scale inside-out hollow fiber UF membrane during dead-end filtration of tertiary wastewater". *Journal of Membrane Science*. 191(1-2): 165-178.
- DELGADO, S., DIAZ, F., VILLARROEL, R., VERA, L. 2002. "Nitrification in a hollow-fibre membrane bioreactor". *Desalination*. 146(1-3) : 445-449.
- DUSSAULT, B. 2005. "Communications personnelles par courriel". 09 mai 2005. *Zenon Environmental Inc.*,
- DUTIL, C., CHABOT, R., BOIVIN, S., COMEAU, Y., GAGNÉ, G. 2002. "Le traitement du lisier de porc à la ferme avec la solution Biofertile". *Vecteur Environnement*. 35 (1) : p.28-31.
- ENVIROGAIN INC. 2003. Traitement et valorisation des excédents de lisiers de porcs: une occasion à saisir pour le Québec (présentation a la Commission sur le développement durable de l'industrie porcine).
www.bape.gouv.qc.ca/sections/mandats/prod-porcine/documents/MEMO287.pdf.
[En ligne.] (Page consultée le 17 mai 2005)
- FIELD, R.W., WU, D., HOWELL, J.A., GUPTA, B.B. 1995. "Critical flux concept for microfiltration fouling". *Journal of Membrane Science*. 100(3): 259.
- FORTIN, N. 2004. "Les défis du traitement des lisiers au Québec". *Vecteur Environnement*. 37(2): 4 p.
- FUGÈRE, R. 2002. *Ultrafiltration de lisier de porc*. Mémoire de maîtrise. École Polytechnique de Montréal.
- GOUVERNEMENT DU QUÉBEC .2005. "Règlement sur l'évacuation et le traitement des eaux usées des résidences isolées". *Gazette officielle du Québec*.

- HASAR, H., KINACI, C., UNLU, A. 2004. "An alternative for pre-treatment of high-strength raw whey wastewaters: Submerged membrane bioreactors". *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*. 79(12) : 1361-1365.
- IRDA. 2003. Mémoire de l'Institut de recherche et de développement en agroenvironnement inc. (présentation a la Commission sur le développement durable de l'industrie porcine). www.bape.gouv.qc.ca/sections/mandats/prod-porcine/documents/MEMO262.pdf [En ligne.] (Page consultée le 23 février 2005)
- JUDD, S.J.B. 2003. *Membranes for industrial wastewater recovery and re-use*. Oxford, UK : Elsevier.
- JUTEAU, P. 2003. Traitement des lisiers et usage des antibiotiques dans l'industrie porcine (présentation a la Commission sur le développement durable de l'industrie porcine). www.bape.gouv.qc.ca/sections/mandats/prod-porcine/documents/MEMO208.pdf [En ligne]. (Page consultée le 23 février 2005)
- KATSIKARIS, K., BOUKOUVALAS, C., MAGOULAS, K. 2005. "Simulation of ultrafiltration process and application to pilot tests". *Desalination*. 171(1): 1-11.
- LIVINGSTON, A.G. 1994. "Extractive membrane bioreactors: A new process technology for detoxifying chemical industry wastewater". *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*. 60:117-124.
- MANEM, J., SANDERSON, R. 1996. "Membrane bioreactors". *Water Treatment Membrane Processes*. Sous la direction de AWWA Research Foundation, Lyonnaise des Eaux, Water Research Commission of South Africa. New York, NY : McGraw-Hill.

MAPAQ. 2003. Impacts de l'utilisation des engrais de ferme sur la qualité microbiologique des eaux souterraines. Ministère de l'Agriculture, des Pêcheries et de l'Alimentation du Québec. www.mapaq.gouv.qc.ca/.../BE927DE0-97C8-4CCD-9C53-69EDE3E55B9/0/Impactengraisdefermeeauxsouterraines.PDF [En ligne.] (Page consultée le 20 mai 2005)

McMINN, W.A.M., KEOWN, J., ALLEN, S.J., BURNETT, M.G. 2003. "Effect of freeze-thaw process on partitioning of contaminants in ferric precipitate". *Water Research*. 37(20): 4815-4822.

MENV, DIRECTION DES POLITIQUES DE L'EAU, SERVICE DES EAUX INDUSTRIELLES 2004. "Demande d'autorisation pour un projet agroalimentaire hors réseau, Guide du promoteur". Ministère de l'Environnement. Québec.

MENV. 2000. Guide de présentation des demandes d'autorisation pour les systèmes de traitement des eaux usées d'origine domestique; Fiche d'évaluation technique: ZenoGem. Ministère de l'Environnement. www.menv.gouv.qc.ca/eau/eaux-usees/fiches/zenogem.htm. [En ligne.] (Page consultée le 18 février 2005)

MENV. 2004 . L'étude sur la qualité de l'eau potable dans sept bassins versants en surplus de fumier et impacts potentiels sur la santé. Ministère de l'Environnement. www.menv.gouv.qc.ca/eau/bassinversant/sept-bassins/. [En ligne.] (Page consultée le 23 février 2005)

MENV. 2005. Règlement sur les exploitations agricoles. Ministère de l'Environnement. www.menv.gouv.qc.ca/milieu_agri/agricole/index.htm. [En ligne.] (Page consultée le 30 mars 2005)

MENV. 2003 . Synthèse des informations environnementales disponibles en matière agricole au Québec. Ministère de l'Environnement.

www.menv.gouv.qc.ca/milieu_agri/agricole/synthese-info/synthese-info-enviro-agricole.pdf. [En ligne.]: (Page consultée le 23 février 2005)

METCALF & EDDY 2003. *Wastewater Engineering: Treatment And Reuse, 4th ed.* New-York : McGraw-Hill.

MULLER, E.B., STOUTHAMER, A.H., VAN VERSEVELD, H.W., EIJKELBOOM, D.H. 1995. "Aerobic domestic waste water treatment in a pilot plant with complete sludge retention by cross-flow filtration". *Water Research.* 29(4): 1179.

PHILIPS, S., RABAHEY, K., VERSTRAETE, W. 2003. "Impact of iron salts on activated sludge and interaction with nitrite or nitrate ". *Bioresource Technology.* 88(3) : 229-239.

RENAULT, B. 2004. *Traitemet tertiaire du lisier de porc par un bioréacteur a membranes immergées*. Mémoire de maîtrise. École Polytechnique de Montréal.

ROSENBERGER, S., KRUGER, U., WITZIG, R., MANZ, W., SZEWZYK, U., KRAUME, M. 2002. "Performance of a bioreactor with submerged membranes for aerobic treatment of municipal waste water". *Water Research.* 36(2): 413-420.

SHIMIZU, Y., OKUNO, Y., URYU, K., OHTSUBO, S. 1996. "Filtration characteristics of hollow fiber microfiltration membranes used in membrane bioreactor for domestic wastewater treatment". *Water Research.* 30(10): 2385-2392.

SMITH, J.C., DI GREGORIO, D., TALCOTT, R.M. 1969. "24th Annual Purdue Industrial Waste Conference". *Purdue University, Lafayette, IN.* pp.1300-1310

- SOFIA, A., LIU, W.-T., ONG, S.L., NG, W.J. 2004. "In-situ characterization of microbial community in an A/O submerged membrane bioreactor with nitrogen removal". *Water Science and Technology*. **50**(8): 41-48.
- STEPHENSON, T., JUDD, S., JEFFERSON, B., BRINDLE, K. 2000. *Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment*. London, UK : IWA Publishing.
- SUWA, Y., SUZUKI, T., TOYOHARA, H., YAMAGISHI, T. 1992. "Single-stage, single-sludge nitrogen removal by an activated sludge process with cross-flow filtration". *Water Research*. **26**(9): 1149-1157.
- TROUVE, E., URBAIN, V., MANEM, J. 1994. "Treatment of municipal wastewater by a membrane bioreactor: Results of a semi-industrial pilot-scale study". *Water Science and Technology*: **30**(4 pt 4): 151-157.
- UEDA, T., HATA, K., KIKUOKA, Y. 1996. "Treatment of domestic sewage from rural settlements by a membrane bioreactor". *Water Science and Technology*: **34**(9 pt 5): 189-196.
- UEDA, T., HATA, K. 1999. "Domestic wastewater treatment by a submerged membrane bioreactor with gravitational filtration". *Water Research*. **33**(12): 2888-2892.
- UEDA, T., HATA, K., KIKUOKA, Y., SEINO, O. 1997. "Effects of aeration on suction pressure in a submerged membrane bioreactor". *Water Research*. **31**(3): 489-494.
- UJANG, Z., SALIM, M.R., KHOR, S.L. 2002. "The effect of aeration and non-aeration time on simultaneous organic, nitrogen and phosphorus removal using an intermittent aeration membrane bioreactor". *Water Science and Technology*. **46**(9): 193-200.

- XIAO-JUN, F., URBAIN, V., YI, Q., MANEM, J. 1996. "Nitrification and mass balance with a membrane bioreactor for municipal wastewater treatment". *Water Science and Technology*. **34**(1-2): 129-136.
- YAMAMOTO, K., HIASA, M., MAHMOOD, T., MATSUO, T. 1989. "Direct solid-liquid separation using hollow fiber membrane in an activated sludge aeration tank". *Water Science and Technology* **21**(4-5 pt 1): 43-54.
- YEOM, I.-T., NAH, Y.-M., AHN, K.-H. 1999. "Treatment of household wastewater using an intermittently aerated membrane bioreactor". *Desalination* **124**(1-3): 193-204.
- YOON, S.-H., KIM, H.-S., YEOM, I.-T. 2004a. "The optimum operational condition of membrane bioreactor (MBR): Cost estimation of aeration and sludge treatment". *Water Research*. **38**(1): 37-46.
- YOON, T.I., LEE, H.S., KIM, C.G. 2004b. "Comparison of pilot scale performances between membrane bioreactor and hybrid conventional wastewater treatment systems". *Journal of Membrane Science*. **242**(1-2): 5-12.
- ZEMAN, L.J., ZYDNEY, A.L. 1996. *Microfiltration and Ultrafiltration*. New York, NY : Marcel Dekker Inc.
- ZENON. 2004. Membrane Bioreactor Process Overview. www.zenon.com/MBR. [En ligne]. (Page consultée le 17 janvier 2005)
- ZENON ENVIRONMENTAL INC. 2003. *ZW-10 Demonstration Unit: Installation & Operating Manual*. Oakville, (Ont.), Canada: ZENON Environmental Inc.

ANNEXE A

ESTIMATION BUDGÉTAIRE DES COÛTS D'UN BRM

ESTIMATION BUDGÉTAIRE DES COÛTS D'UN BRM

Date de l'estimé : 09 mai 2005

Tableau 1 Paramètres de conception

Paramètres	Affluent	Effluent	Unités
Débit moyen	80	80	m ³ /d
Température	18	18	°C
DBO ₅	250	<5	m ³
MES	700	<5	mg/L
Alcalinité	1,100	n.a.	mg/L
Turbidité	n.a.	<1	NTU
N			
NTK	120	n.a.	mg/L
NH ₄ -N	n.a.	<10	mg/L
Coliformes fécaux	n.a.	< 2.2	UFC/100 ml

ÉQUIPEMENTS DE PROCÉDÉ

Les modules de membranes sont assemblées dans des cassettes.

Tableau 2 Modules de membranes ZENON ZeeWeed®-500

Item	Qté	Description
# Modules de membranes	6	ZW 500A
# Cassettes	2	Capacité de 4 modules / cassettes

La surface membranaire est de 46,45 m² pour chacun des modules ZW 500A. Trois modules de membranes seront installés dans chacune des deux cassettes.

Tableau 3 Caractéristiques préliminaires de la cuve du bioréacteur

Paramètre	Valeur	Unités
Débit moyen	80	m ³ /d
TRH de conception	11.3	h
Volume de zone aérobie	25	m ³
Volume total du réacteur	25	m ³
Profondeur minimale	3	m
MLSS de conception	10-15,000	mg/L

Tableau 4 Éléments fournis par Zenon

Équipement	Qtés
Modules de membranes ZeeWeed® (ZW500)	6
Nombre de cassettes	2
Pompe de perméation/rétrolavage (1 en fonction, 1 en attente) avec valves et raccords	2
Soufflantes (pour les membranes et air de procédé)	2
Tuyauterie de collecte du perméat	1
Tuyauterie de distribution d'air	1

Pompe submersible de recirculation de boues (1 en fonction, 1 en attente)	2
Pompe submersible d'affluent (1 en fonction, 1 en attente)	2
Système d'aération à fine bulle	lot
Cuve de rétrolavage	1
Système d'ajout d'hydroxyde de sodium pour le contrôle du pH	1
Système d'ajout de coagulant pour l'enlèvement du phosphore	1
Panneau de contrôle NEMA 12, PLC, HMI, interface modem	1
Plans et devis, manuels d'opération	3 sets
Nombre de jours pour visites de service et démarrage	10

PRIX BUDGÉTAIRE

Prix budgétaire d'un BRM tel que décrit précédemment : **283 000 \$**

ANNEXE B : calculs des coûts d'amortissement d'un BRM

CALCULS DES COÛTS D'AMORTISSEMENT D'UN BRM

Taux intérêts 0.08 /an

Année	Capital à rembourser	Remboursement capital	Intérêts payés
1	283000 \$	28300 \$	22640 \$
2	254700 \$	28300 \$	20376 \$
3	226400 \$	28300 \$	18112 \$
4	198100 \$	28300 \$	15848 \$
5	169800 \$	28300 \$	13584 \$
6	141500 \$	28300 \$	11320 \$
7	113200 \$	28300 \$	9056 \$
8	84900 \$	28300 \$	6792 \$
9	56600 \$	28300 \$	4528 \$
10	28300 \$	28300 \$	2264 \$
11	0 \$	28300 \$	0 \$

124520 \$ total d'intérêts
12452 \$/an réparti également

ANNEXE C

ANALYSES ET VALIDATION DE L'AFFLUENT

AFFLUENT

AFFLUENT

$$TRH = 9,33 \text{ h}$$

AFFLUENT

TRH = 9.33 h

Date	Temps (°)	pH	Cond. (mS/cm)	Alc. (mg CaCO ₃ /L)	MES (mg/L)	MVEs (mg/L)	DBO ₅ (mg/L)	NTK (mg/L)	NH ₃ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)	o-Po ₄ (mg/L)	UFC/100 ml	Cotiformes fécaux (UFC/100 ml)	iVT (MVEs / MES)	DCOP / MVEs	NP / MVEs	PP / DCOP	MES > MVEs	DCO _t > DCOP	Pt > o-Po ₄	VALIDATION				
04-août	63																								
05-août	64	0.420		13.0	N/D	4.82	1450	5950	3532	5481	766	N/D	639	23.9	1.36	776	22.3								
06-août	65																								
07-août	66																								
08-août	67																								
09-août	68																								
10-août	69																								
11-août	70	0.390		28.0	N/D	5.37	1090	360	280	961	545	N/D	92.9	23.4	4.8	79.8	32.5								
12-août	71																								
13-août	72	0.420		24.0	N/D																				
14-août	73																								
15-août	74																								
16-août	75																								
17-août	76	0.410		26.2	8.18	5.38	1120	416	316	766	416	N/D	111.0	43.3	N/D	57.9	13.7								
18-août	77																								
19-août	78																								
20-août	79	0.300	0.360	28.0	7.78	5.16	1230	655	405	935	325	N/D	101.0	19.4	4.1	84.8	13.7								
21-août	80																								
22-août	81																								
23-août	82																								
24-août	83	0.300	0.360	26.0	7.89	5.07	880	380	215	506	311	N/D	51.4	18.0	25.4	44.8	23.8								
25-août	84																								
26-août	85																								
27-août	86	0.320	0.360	28.2	7.75	5.42	710	180	115	221	130	N/D	67.3	28.4	9.9	68.1	31.1								
28-août	87																								
29-août	88																								
30-août	89																								
31-août	90																								
01-sept	91																								
02-sept	92	0.370																							
03-sept	93																								
04-sept	94																								
05-sept	95																								

AFFLUENT

AFFLUENT

$$TRH = 9,33 \text{ h}$$

AFFLUENT

TRH = 9,33 h

Date	Temps (J)	Débit ajusté (L/min)	Débit mesure (L/min)	Cond. (mS/cm)	Alc. (mg CaCO ₃ /L)	MES (mg/L)	DCCt (mg/L)	DBO5 (mg/L)	NTK (mg/L)	NH3-N (mg/L)	NO3-N (mg/L)	Pt (mg/L)	o-PO4 (mg/L)	Coffreux (UFC/100 ml)	IVT (MVEs / MES)	DCOP / MVEs	NP / DCOP	Pp / MVEs	MES > MVEs	DCOt > DCOt	Pt > o-PO4	VALIDATION				
11-nov	162																									
12-nov	163	0,410	0,410	8,07																						
13-nov	164	0,410		8,23																						
14-nov	165	0,410		8,16																						
15-nov	166	0,410		8,24																						
16-nov	167	0,410		8,23	4,13	1220	485	178	494	416	174,0	64,2	28,6	30,1	81,2	30,1	1200	0,37	0,44	0,20	0,46	0,29	0,1	0,1		
17-nov	168																									
18-nov	169																									
19-nov	170																									
20-nov	171																									
21-nov	172																									
22-nov	173																									
23-nov	174																									
24-nov	175	0,420		8,10	5,44	1290	495	183	532	338	240	82,0	35,0	12,1	94,8	53,6		0,37	1,06	0,26	0,24	0,23	0,1	0,1	0,1	
25-nov	176																									
26-nov	177																									
27-nov	178																									
28-nov	179																									
29-nov	180																									
30-nov	181	0,410		16,0	8,05	5,79	1120	392	137	260	208	50	50,6	27,2	25,7	65,1	32,5		0,35	0,38	0,17	0,45	0,24	0,1	0,1	
No. de valeurs:	48	11	47	78	30	29	26	25	26	27	6	25	21	25	26	26	8	25	19	20	25	0	0	0	0	

GLOBAL: valeurs aberrantes non-incluses

Moyenne = 0,387
Écart type = 0,0397
Cv = 10%

Moyenne = 0,384
Écart type = 0,0404

Phase DCT-a: valeurs aberrantes non-incluses

No. de valeurs: 12 12 7 5 11 11 9 8 9 9 0 9 9 7 9 9 0 0 8 7 8 9 9 8
Moyenne = 22 19 8,00 5,51 1165 573 303 796 381 142 97 32 14 78 28 7113 0,52 1,62 0,38 0,21 0,32
Écart type = 4,8 0,29 0,74 270 466 281 371 132 62 49 15 20 32 11 4874 0,16 1,42 0,74 0,15 0,56
Cv = 25% 4% 13% 23% 81% 93% 47% 35% 44% 51% 48% 144% 42% 41% 69% 30% 88% 195% 72% 176%

AFFLUENT

ANALYSES		VALIDATION									
		DCoF > DCoF		MES > MVEs		Pp / MVEs		NP / DCOp		NP / MVEs	
CV =	Dated	Phase DC1-b: valeurs aberrantes non-incluses		Phase DC1-a & DC1-b: valeurs aberrantes non-incluses		Phase POLIPUR: valeurs aberrantes non-incluses		Phase DC1-a & DC1-b: valeurs aberrantes non-incluses		Phase POLIPUR: valeurs aberrantes non-incluses	
		No. de valeurs:	23	28	32	6	6	6	6	6	6
Moyenne =	0,414	16	8,3	5,47	1300	699	222	504	353	155	80
Écart type =	0,0112	1,4	0,14	0,83	155	291	75	143	98	78,763	23
CV =	3%	9%	2%	15%	12%	42%	34%	28%	51%	28%	39%
Médiane =	0,420	16,0	8,3	5,6	1255,0	587,5	186,5	513,0	377,0	174,0	74,1
No. de valeurs:											
No. de valeurs:	25	19	46	24	23	20	19	21	3	19	16
Médiane =	0,37	24,50	7,75	5,40	1140	422	252	833	416	120	94

ANNEXE D

ANALYSES ET VALIDATION DE LA CUVE DU BRM

CUVE du BRM

TRH = 9,33 h

Date	Temps (J)	TRB (jours)	Debit permeabilisé (L/min)	Debit rétro-filtration (L/min)	Degré d'air (cfm)	TMP produit (kPa)	TMP rétro. (kPa)	Temp. (Celsius)	Cond. (mS/cm)	Alc (mg CaCO ₃ /L)	MES (mg/L)	DCO _f (mg/L)	MES (mg/L)	DBO ₅ (mg/L)	NTK (mg/L)	NH ₃ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)	P _t (mg/L)	o-P _{O₄} (mg/L)	MES / MVEs	NP / DCOP	PP / MVEs	MES > MVEs	DCO _f > DCO _f	Pi > o-P _{O₄}	VALIDATION		
03-juin	1	1	0.400	0.600	2.00	-8	7	22.0																				
04-juin	2	2																										
05-juin	3	3																										
06-juin	4	4																										
07-juin	5	5																										
08-juin	6	6																										
09-juin	7	7	-	-	2.00	-7	27.0	N/D	6.17	1555	3590	2190	N/D	N/D	255.0	29.7	78.7	333.0	49.9	0.61	0.10	0.13	OK	OK	OK	OK	OK	
10-juin	8	8																										
11-juin	9	9																										
12-juin	10	10																										
13-juin	11	11																										
14-juin	12	12																										
15-juin	13	13																										
16-juin	14	14																										
17-juin	15	1	0.435		1.50	-16	-3	23.0	7.80	5.12	1300	13700	8140	5688	351	N/D	408.0	11.6	1.7	354.0	34.8	0.59	0.66	0.05	0.07	0.06	OK	OK
18-juin	16	2																										
19-juin	17	3																										
20-juin	18	4																										
21-juin	19	5																										
22-juin	20	6																										
23-juin	21	7																										
24-juin	22	8																										
25-juin	23	9																										
26-juin	24	10																										
27-juin	25	11																										
28-juin	26	12																										
29-juin	27	1	0.435	0.575	2.25	-16	-4	24.0	N/D	2.68	1605	8750	5790	5377	468	N/D	813.0	29.8	44.7	495.0	32.7	0.66	0.85	0.14	0.16	0.06	OK	OK
30-juin	28	2																										
01-juil	29	3																										
02-juil	30	4	0.460	0.590	2.00	-17	3	23.0	7.60	5.42	710	2690	N/D	2857	208	N/D	215.0	6.2	94.5	235.0	42.8	-	-	-	OK	OK	OK	
03-juil	31																											
04-juil	32																											
05-juil	33																											
06-juil	34																											

CUVE du BRM

TRH = 9,33 h

Date	Temps (J)	TRB (hours)	Débit permeabilisé (l/min)	Débit rétro-lavé (l/min)	Débit d'air (cm)	TMP produit (kPa)	TMP rétro. (kPa)	Cond. (mS/cm)	DBO5 (mg/L)	NTK (mg/L)	NH3-N (mg/L)	NO3-N (mg/L)	Pt (mg/L)	o-Po4 (mg/L)	IVT (MVEs / MES)	DCOt / MVEs	Np / DCOp	PP / MVEs	MES > MVEs	DCOt > DCOt	Pt > o-Po4	VALIDATION			
07-juil	35																								
08-juil	36																								
09-juil	37																								
10-juil	38																								
11-juil	39																								
12-juil	40																								
13-juil	41	0,400	0,600	2,25	-5	5	ND	ND	4,37	5420	36620	20540	ND	81	ND	1360	84	3,9	2440	30,9	ND	OK	OK	NON	
14-juil	42	0,400	0,600	2,25	-3	5	ND	ND	4,37	5420	36620	20540	ND	81	ND	1360	84	3,9	2440	30,9	ND	OK	OK	NON	
15-juil	43																								
16-juil	44	0,400	0,600	2,00	-3	8	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND		
17-juil	45																								
18-juil	46																								
19-juil	47																								
20-juil	48																								
21-juil	49	10	0,400	0,600	2,00	-9	4	28,0	ND	5,80	1450	8930	5060	5505	790	ND	1064,0	40,0	0,1	1258,0	11,0	0,57	0,93	0,20	
22-juil	50																								
23-juil	51																								
24-juil	52																								
25-juil	53																								
26-juil	54	10	0,400	0,600	2,00	-15	20	12,0	ND	5,60	1030	864	564	1260	558	ND	126	16,9	16,8	152	37	ND	OK	NON	
27-juil	55	1	0,400	0,600	2,00	-15	20	12,0	ND	5,60	1030	864	564	1260	558	ND	126	16,9	16,8	152	37	ND	OK	NON	
28-juil	56																								
29-juil	57																								
30-juil	58																								
31-juil	59																								
01-aout	60																								
02-aout	61																								
03-aout	62																								
04-aout	63																								
05-aout	64	1	0,400	0,600	2,00	-7	9	13,0	ND	1,19	240	192	104	610	156	ND	46,3	5,77	1,69	60,4	5,63	ND	OK	OK	
06-aout	65	2																							
07-aout	66	3																							
08-aout	67	4																							
09-aout	68	5																							
10-aout	69	6																							
11-aout	70	7	0,350	0,550	2,00	-35	14	28,0	ND	5,19	940	1520	1120	2104	558	ND	145,0	0,4	38,6	127,0	52,4	0,74	1,38	0,13	0,09
12-aout	71	8																							

CUVE du BRM

TRH = 9,33 h

Date	ANALYSES												VALIDATION										
	Temps (J)	TRB (jours)	Debit perméat (L/min)	Debit rétrolav (L/min)	Debit d'air (cfm)	TMF product (KPa)	TMF rétro (KPa)	Cond (mS/cm)	Alc (mg CaCO ₃ /L)	MES (mg/L)	DCCt (mg/L)	DBO5 (mg/L)	NH3-N (mg/L)	NO3-N (mg/L)	o-Po4 (mg/L)	iVT (MES/ MES)	Np / MVES	NP / DCOP	PP / MVES	DCOP / MVES	NP / MVES	DCO1 > DCOF	PP1 > o-Po4
13-aout	72	1	0,420	0,600	2,00	-4	6	24,0															
14-aout	73	2				-5		28,0															
15-aout	74	3				-5																	
16-aout	75	4				-5		28,0															
17-aout	76	5	0,420	0,600	1,80	-7	4	26,3	7,93	5,09	9,0	1550	444	2130	416	N/D	158,0	3,1	42,2	136,0	46,8	3,86	0,35
18-aout	77	6				-8		27,0	7,95														
19-aout	78	7				-8		28,0	7														
20-aout	79	8	0,420	0,600	2,00	-8	5	27,4	7,92	4,88	1290	3380	2110	4818	351	N/D	338,0	1,0	36,1	351,0	30,8	0,62	2,12
21-aout	80	9																					
22-aout	81	10																					
23-aout	82	10																					
24-aout	83	10	0,420	0,620	2,00	-5	8	25,0	8,02	4,68	2510	3900	2140	5221	312	N/D	130,0	4,3	33,1	131,0	50,9	0,55	2,29
25-aout	84	10				-5		26,0	8,07														
26-aout	85	10				-5		26,5	8,06														
27-aout	86	10	0,420	0,620	2,00	-5	5	26,7	8,10	5,18	990	1640	1070	2273	221	N/D	358,0	3,6	45,3	407,0	42,5	0,65	1,92
28-aout	87	10				-10		28,0	8,17														
29-aout	88	10																					
30-aout	89	10				-5		26,5	8,13														
31-aout	90	10																					
01-sept	91	10				-5	10																
02-sept	92	10	0,460	0,600	2,00	-4	13	24,3	8,05	5,01	1005	1630	1050	2026	208	N/D	217,0	0,4	46,8	251,0	49,2	0,84	1,73
03-sept	93	10																					
04-sept	94	10																					
05-sept	95	10																					
06-sept	96	10				-6		25,0	7,83														
07-sept	97	10	0,415	0,600	2,00	-10	9	25,0															
08-sept	98	10	0,415	0,600	2,00			26,1	8,06	5,09	1350	6520	4070	3558	182	N/D	500,0	1,7	53,1	570,0	52,7	0,62	0,63
09-sept	99	10				-4		25,5	7,98														
10-sept	100	10	0,415	0,600	2,00	-4	11	24,0	8,10	5,45	1150	3090	1920	3532	416	N/D	252,0	1,6	55,1	317,0	60,3	0,62	1,62
11-sept	101	10																					
12-sept	102	10				-4				8,00													
13-sept	103	10				-5			8,01														
14-sept	104	10	0,420	0,600	2,00	-5	11	24,5	7,98	5,04	2600	12420	7380	5584	494	N/D	819,0	7,5	45,5	954,0	57,1	0,59	0,69
15-sept	105	10				-6				8,05													
16-sept	106	10	0,420	0,600	2,00	-10	8	26,0	8,06	5,45	1820	6540	4000	4545	493	955	638,0	0,8	55,8	694,0	52,1	0,61	1,01
17-sept	107	10				-6			7,98														
18-sept	108	10																					

CUVE du BRM

$$TRH = 9,33 \text{ h}$$

CUVE du BRM

TRH = 9,33 h

Date	ANALYSES												VALIDATION										
	Temps (h)	TRB (jours)	Debit permett (L/min)	Debit étri-LAV (L/min)	Debit d'air (cm ³)	TMF produit (kPa)	TMF retro. (kPa)	Temp. (Celsius)	Cond. (mS/cm)	Alc (mg CaCO ₃ /L)	MES (mg/L)	DCCf (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)	PT (mg/L)	o-PO ₄ (mg/L)	IVT (MES/ MES)	Np / MVES	Np / DCOP	PP / MVES	PP / DCOP	DCOt > MVES	DCOt > DCOP	PT > o-PO ₄
26-oct	146	5	0,365	0,600	2,00	-11	15	17,0	8,15	6,64	2590	7550	2670	2545	325	N/D	199,0	N/D	47,6	325,0	17,9	0,34	0,83
27-oct	147	6				-9	17	18,0	8,13												0,12	0,01	0,01
28-oct	148	7																					
29-oct	149	8																					
30-oct	150	9																					
31-oct	151	10																					
01-nov	152	10																					
02-nov	153	10	0,390	0,600	2,00	-10	15	17,0	8,29	4,67	3020	10795	3395	3091	675	N/D	257,0	2,0	73,2	464,0	13,5	0,31	0,71
03-nov	154	10	0,365	0,600	2,00	-11	16	17,0	7,98												0,11	0,13	0,01
04-nov	155	10				-11	17	18,0	7,90														
05-nov	156	10				-13	15	18,0	7,94														
06-nov	157	10				-12	17	18,0	7,95														
07-nov	158	10				-11	18	17,0	7,94														
08-nov	159	10				-10	18	17,0	8,00														
09-nov	160	10				-7	22	16,0	8,02														
10-nov	161	10	0,365	0,600	2,00	-9	23	17,0	8,04	5,25	3070	12340	3730	3455	519	N/D	199,0	0,5	66,2	1141,0	34,1	0,30	0,79
11-nov	162	10				-12	17	18,0	7,95												0,05	0,07	0,30
12-nov	163	10				-9	17	14,0	8,07														
13-nov	164	10				-10	17	15,0	8,08														
14-nov	165	10				-10	17	15,0	8,10														
15-nov	166	10				-10	17	14,0	8,12														
16-nov	167	10	0,375	0,600	2,00	-11	17	14,0	8,23	3,98	2690	9950	3180	3026	312	1500	172,0	2,4	70,3	557,0	41,1	0,32	0,85
17-nov	168	10				-12	16	15,0	8,19														
18-nov	169	10				-10	16	14,0	8,49														
19-nov	170	10				-12	15	16,0	8,19														
20-nov	171	10				-11	16	15,0	8,20														
21-nov	172	10				-12	15	16,0	8,15														
22-nov	173	10				-13	15	16,0	8,15														
23-nov	174	10				-12	16	15,0	8,19														
24-nov	175	10	0,365	0,600	2,00	-15	13	17,0	8,13	5,33	2640	9330	3190	3662	429	450	233,0	0,1	61,9	915,0	59,8	0,34	1,01
25-nov	176	10				-12	15	16,0	8,18														
26-nov	177	10				-12	15	14,0	8,25														
27-nov	178	10				-10	18	14,0	8,44														
28-nov	179	10				-12	15	14,0	8,29														
29-nov	180	10	0,375	0,600	2,00	-13	15	16,0	8,35	5,84	2130	6360	2320	2974	169	320	194,0	0,3	56,6	722,0	39,0	0,36	1,21
30-nov	181	10				-12	16	15,0	8,29												0,07	0,29	0,01
No de valeurs:	33	32	33	96	66	90	79	27	26	25	25	25	6	22	19	24	25	23	24	18	19	24	

CUVE du BRM

TRH =	9,33 h
TMP production =	9,0 kPa 0,897 bar
Debit spécifique =	27,82 L m ⁻² h ⁻¹ 211,7 L m ⁻² bar ⁻¹
TRB (jours)	
Temps (J)	
Date	
Debit perméat	en moyenne
Debit rétro-lav	(L/min)
Debit d'air (cfm)	
TMP product (kPa)	
TMP retro (kPa)	
Temp (Celsius)	
Cond. (mS/cm)	
Alc. (mg CaCO ₃ /L)	
MES (mg/L)	
MVES (mg/L)	
DCCt (mg/L)	
DCCf (mg/L)	
DBO5 (mg/L)	
NTK (mg/L)	
NH3-N (mg/L)	
NO3-N (mg/L)	
Pt (mg/L)	
O-PO4 (mg/L)	
IVT (MVES / MES)	
DCOP / MVES	
Np / DCOP	
Np / MVES	
PP / MVES	
MES > MVES	
DCCt > DCCf	
Pt > O-PO4	
VALIDATION	

ANNEXE E

ANALYSES ET VALIDATION DE L'EFFLUENT

EFFLUENT

$$TRH = 9,33 \text{ h}$$

EFFLUENT

TRH = 9,33 h

EFFLUENT

$$TRH = 9.33 \text{ h}$$

EFFLUENT

$$TRH = 9,33 \text{ h}$$

EFFLUENT

$$\text{TRH} = 9,33 \text{ h}$$

EFFLUENT

TRH = 9,33 h

Date	Temps (J)	Débit (L/min)	Cond. (mS/cm)	Alc. (mg CaCO ₃ /L)	MES (mg/L)	DCO ₂ (mg/L)	DBO ₅ (mg/L)	NH ₃ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)	Pt (mg/L)	O-Po ₄ (mg/L)	Coliformes fécaux (mesures / MES)	IVT (MES / MES)	DCO ₂ / MES	NP / MES	P _p / MES	MES > MVEs	Pt > O-Po ₄	VALIDATION		
nov-07	158	17,0	7,94																		
nov-08	159	17,0	7,97																		
nov-09	160	16,0	7,99																		
nov-10	161	17,0	8,1	5,35	980	4	1	361	N/D	13,8	0,05	66,6	34	32,7		0,25				OKI	OKI
nov-11	162																				
nov-12	163																				
nov-13	164	14,0	8,05																		
nov-14	165	15,0	8,03																		
nov-15	166	15,0	8,06																		
nov-16	167	14,0	8,08																		
nov-17	168	14,0	8,24	4,07	800	5	1	390	N/D	29	13,4	0,24	65,9	39,8	38,1	0	0,20			OKI	OKI
nov-18	169	14,0	8,42																		
nov-19	170	16,0	8,17																		
nov-20	171	15,0	8,15																		
nov-21	172	16,0	8,12																		
nov-22	173	16,0	8,11																		
nov-23	174	15,0	8,14																		
nov-24	175	17,0	8,16	5,30	800	1	0	299	N/D	26	13,6	0,02	62,3	59,7	55,3	0,00				OKI	OKI
nov-25	176																				
nov-26	177																				
nov-27	178	14,0	8,23																		
nov-28	179	14,0	8,43																		
nov-29	180	14,0	8,26																		
nov-30	181	16,0	8,29	5,22	840	3	1	117	N/D	21	10,6	0,05	55,8	39,8	35,7						

No. de valeurs:

GLOBAL: valeurs aberrantes non-incluses

Moyenne =

Écart type =

Cv =

24% 22% 23% 121% 135% 43% N/D 19% 101% 219% 56% 38% 42% 86%

43 78 30 23 30 30 25 14 6 27 23 29 29 30 8 29

19,0 8,1 5,0 80,3 24,4 5,2 361 N/D 27,7 22,6 2,5 49,7 45,7 40,1 0,0 0,18

4,5 0,2 1,1 188 29,5 7,1 154 N/D 5,2 22,9 5,5 28,0 17,2 17,0 0,0 0,15

EFFLUENT

$$TRH = 9.33 \text{ h}$$

No. de valeurs:	28	32	6	6	6	6	N/D	3	6	5	6	6	6	3	5	
Moyenne =	16	8,2	5,2	838,33	4	1	336	N/D	25	16,0	0,5	62,3	34,2	31,5	0	0,24
Écart type =	1,4	0,2	0,78	72,21	1	1	156	N/D	3	6,1	0,8	7,0	15,2	14,6	0	0,14
Cv =	9%	3%	15%	9%	40%	58%	46%	N/D	13%	38%	163%	11%	45%	46%	0%	100%
Mediane =	8,1	5,3	820,0	3,5	1,0	325,0		26,0	13,7	0,1	64,1	36,9	34,2	0,0	0,3	
Cibles:								5		10		1		200	201	
Phase DC1-a & DC1-b: valeurs aberrantes non-incluses																
No. de valeurs:	2	46	23	23	23	19	13	3	20	17	22	22	23	5	23	
Mediane =	8,05	5,15	790,0	11,0	2,5	377,0	253,5	30,0	14,7	0,4	48,4	51,9	44,9	0,0	0,18	

ANNEXE F

ANALYSES ET VALIDATION DES BOUES EXTRAITES

BOUES EXTRAITES

$$TRH = 9.33 \text{ h}$$

BOUES EXTRAITES

TRH = 9,33 h

Date	Temps (J)	Débit (L/jour)	Temp. (Celsius)	Cond. (mS/cm)	Alc. (mg CaCO ₃ /L)	MES (mg/L)	MVEs (mg/L)	DCOf (mg/L)	DBO5 (mg/L)	NTK (mg/L)	NH3-N (mg/L)	NO3-N (mg/L)	Pt (mg/L)	O-PO4 (mg/L)	IVT (MVEs / MES)	DCOp / MVEs	Np / MVEs	Np / DCOp	Pp / MVEs	Pp / MVEs > MES	DCOf > DCOp	Pt > O-PO4	VALIDATION				
																							ANALYSES				
17-sept	107																										
18-sept	108																										
19-sept	109																										
20-sept	110																										
21-sept	111			23,6	8,02	4,96	4610	28200	16900	>10000	545	N/D	1659	49,6	2,34	1863	38,9	—	—	—	—	—	—	—	OKI	NONI	
22-sept	112																										
23-sept	113																										
24-sept	114		26,0	7,85	4,99	2500	7260	4460	18701	416	1600	933	N/D	9,2	980	45,9	0,61	4,10	#####	#####	0,21	OKI	OKI	OKI	OKI		
25-sept	115																										
26-sept	116																										
27-sept	117																										
28-sept	118																										
29-sept	119																										
30-sept	120		23,0	7,9	5,58	3350	11760	7060	8052	662	N/D	1405	N/D	5,1	912	35,3	0,60	1,05	#####	#####	0,12	OKI	OKI	OKI	OKI		
01-oct	121																										
02-oct	122																										
03-oct	123																										
04-oct	124																										
05-oct	125																										
06-oct	126																										
07-oct	127		22,0	8,13	6,96	24,10	8270	50,10	5273	740	N/D	860	N/D	34,3	619	68,8	0,61	0,90	#####	#####	0,11	OKI	OKI	OKI	OKI		
08-oct	128																										
09-oct	129																										
10-oct	130																										
11-oct	131																										
12-oct	132																										
13-oct	133																										
14-oct	134		22,0	8,11	7,02	1660	5040	3140	3247	779	N/D	507	N/D	52,3	302	71,5	0,62	0,79	#####	#####	0,07	OKI	OKI	OKI	OKI		
15-oct	135																										
16-oct	136																										
17-oct	137																										
18-oct	138																										
19-oct	139																										

BOUES EXTRAITES

TRH = 9,33 h

Date	Temps (J)	Debit (L/jour)	Temp. (Celsius)	Cond. (mS/cm)	Alc. (mg CaCO ₃ /L)	MES (mg/L)	MVES (mg/L)	DBO5 (mg/L)	NTK (mg/L)	NH3-N (mg/L)	NO3-N (mg/L)	PO4 (mg/L)	MES / MVES	NP / DCOP	NP / MVES	MES > MVES	DCO > DCOP	DCO > DCOF	Pt > PO4	VALIDATION				
20-oct	140																							
21-oct	141																							
22-oct	142																							
23-oct	143																							
24-oct	144																							
25-oct	145																							
26-oct	146																							
27-oct	147																							
28-oct	148																							
29-oct	149																							
30-oct	150																							
31-oct	151																							
01-nov	152																							
02-nov	153																							
03-nov	154																							
04-nov	155																							
05-nov	156																							
06-nov	157																							
07-nov	158																							
08-nov	159																							
09-nov	160																							
10-nov	161																							
11-nov	162																							
12-nov	163																							
13-nov	164																							
14-nov	165																							
15-nov	166																							
16-nov	167																							
17-nov	168																							
18-nov	169																							
19-nov	170																							
20-nov	171																							
21-nov	172																							

BOUES EXTRAITES

TRH = 9,33 h

Date	Temps (j)	Ddebit (L/jour)	ANALYSES										VALIDATION								
			Temp. (°C)	Condu. (mS/cm)	Alc. (mg CaCO ₃ /L)	MES (mg/L)	DCCt (mg/L)	DBO5 (mg/L)	NTK (mg/L)	NH ₃ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)	PP (mg/L)	o-Po4 (mg/L)	VT (MVEs / MES)	DCCp / MVEs	Np / MVEs	NP / DCCp	Np / DCCt	MES > MVEs	DCO _t > DCC _t	PP > o-Po4
22-nov	173	16,0																			
23-nov	174	15,0																			
24-nov	175	17,0	8,18	5,28	2620	9460	2770	3338	416	N/D	229	2,4	50	878	49,2	0,29	1,05	0,08	0,30	OK	OK
25-nov	176																				
26-nov	177	16,0																			
27-nov	178	14,0																			
28-nov	179	14,0																			
29-nov	180	14,0																			
30-nov	181	16,0																			
No. de valeurs:		24	13	15	14	14	14	14	14	14	14	2	13	10	14	13	14				
GLOBAL: valeurs aberrantes non-incluses																					
Moyenne =		18,5	8,1	5,4	2422	8105	4106	5029	527	1450	516	6	39	67,9	48						
Écart type =		4,3	0,1	0,8	620	3236	1795	4076	158	150	365	4	16	29,4	16						
Cv =		23%	1%	14%	26%	40%	44%	81%	30%	10%	71%	75%	41%	43%	34%						
Phase DC1-a: valeurs aberrantes non-incluses																					
No. de valeurs:		0	0	1	1	1	1	1	1	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1		
Moyenne =		5,2	1130	1860	1190	1935	364														
Écart type =		0,00	0,00	0	0	0	0														
Cv =		0%	0%	0%	0%	0%	0%														
Phase DC1-b: valeurs aberrantes non-incluses																					
No. de valeurs:		0	9	9	10	9	9	9	9	1	9	1	9	5	9	9	9	9	9		
Moyenne =		24	8,0	5,6	2329	7695	4688	6588	605	1600	712	7	30	680	56						
Écart type =		1,6	0,1	0,77	576,05	3183	1858,7	4816	117,09	0	339,85	3	15	25,1	11						
Cv =		7%	1%	14%	25%	41%	40%	73%	19%	0%	48%	46%	50%	37%	21%						

BOUES EXTRAITES

$$TRH = 9,33 \text{ h}$$

ANNEXE G

ANALYSES DU FLUX ET DE LA PERMÉABILITÉ

FLUX ET PERMÉABILITÉ

TRH = 9,33 h

Date	Temps (j)	TRB (jours)	Débit perméat (L/min)	Débit rétro-lav (L/min)	Temp. (Celsius)	TMP product. (kPa)	Diff. press. (bar)	TMP rétro. (kPa)	Lavage chimique	Flux normalisé à 20 °C = F_{w20} (L·m⁻²·h⁻¹)	Perméabilité = $K_w = F_{w20} / (\Delta P)$ Flux spécifique (L·m⁻²·h⁻¹·bar⁻¹)	Perméabilité relative
										384,92		
										234,88		
03-juin	1	1	0,400	0,600	22,0	-8	0,08	7		24,84	310,55	0,40
17-juin	15	1	0,435		23,0	-18	0,18	-3		26,51	147,27	0,19
29-juin	27	1	0,435	0,575	24,0	-16	0,16	-4		26,01	162,56	0,21
02-juil	30	4	0,460	0,590	23,0	-17	0,17	3	0	28,03	164,89	0,21
13-juil	41		0,400	0,600	23,0	-5	0,05	5		24,38	487,51	0,63
21-juil	49	10	0,400	0,600	28,0	-9	0,09	4		22,17	246,28	0,32
27-juil	55	1	0,400	0,600	12,0	-15	0,15	20	0	30,05	200,30	0,26
05-août	64	1	0,400	0,600	13,0	-7	0,07	9		29,48	421,14	0,55
11-août	70	7	0,360	0,590	28,0	-35	0,35	14		19,95	57,00	0,07
13-août	72	1	0,420	0,600	24,0	-4	0,04	6	0	25,11	627,81	0,81
17-août	76	5	0,420	0,600	26,3	-7	0,07	4		24,04	343,40	0,44
20-août	79	8	0,420	0,600	27,4	-8	0,08	5		23,54	294,26	0,38
24-août	83	10	0,420	0,620	25,0	-5	0,05	8		24,64	492,79	0,64
27-août	86	10	0,420	0,620	26,7	-8	0,08	5		23,86	298,20	0,39
02-sept	92	10	0,400	0,600	24,3	-4	0,04	13		23,78	594,52	0,77
07-sept	97	10	0,415	0,600	25,0	-10	0,10	9	0	24,35	243,46	0,32
10-sept	100	10	0,415	0,600	24,0	-4	0,04	11		24,81	620,34	0,80
14-sept	104	10	0,420	0,600	24,5	-5	0,05	11		24,87	497,50	0,64
16-sept	106	10	0,420	0,600	26,0	-10	0,10	8		24,18	241,76	0,31
21-sept	111	10	0,405	0,600	24,2	-8	0,08	15		24,12	301,55	0,39
24-sept	114	10	0,405	0,600	26,0	-7	0,07	10	0	23,31	333,03	0,43
30-sept	120	10	0,395	0,600	23,0	-5	0,05	13		24,07	481,42	0,62
07-oct	127	10	0,395	0,600	22,0	-10	0,10	10		24,53	245,33	0,32
14-oct	134	10	0,390	0,600	22,0	-9	0,09	14		24,22	269,14	0,35
26-oct	146	5	0,385	0,600	17,0	-11	0,11	15		26,30	239,06	0,31
02-nov	153	10	0,390	0,600	17,0	-10	0,10	15		26,64	266,38	0,34
03-nov	154	10	0,385	0,600	17,0	-11	0,11	16		26,30	239,06	0,31
10-nov	161	10	0,365	0,600	17,0	-9	0,09	23	0	24,93	277,01	0,36
16-nov	167	10	0,375	0,600	14,0	-11	0,11	17		27,12	246,52	0,32
24-nov	175	10	0,385	0,600	17,0	-15	0,15	13		26,30	175,31	0,23
30-nov	181	10	0,375	0,600	16,0	-13	0,13	15		26,11	200,81	0,26
No. de valeurs:										30	30	
Clean water perm. (Kw ₀):										270,38	772,52	1,00
										0,35		

GLOBAL: valeurs aberrantes non-incluses

Moyenne = 0,40 0,60 22 -10 10
 Écart type = 0,02 0,01 5 6 6
 Cv = 5% 1% 21% 59% 60%

FLUX ET PERMÉABILITÉ

TRH = 9,33 h

Date	Temps (j)	TRB (jours)	Débit perméat (L/min)	Débit rétro-lav (L/min)	Temp. (Celsius)	TMP product. (kPa)	Diff. press. (bar)	* TMP rétro. (kPa)	Lavage chimique	Flux normalisé à 20 °C = F_{W20} (L m^{-2} h^{-1})	Perméabilité = $K_W = F_{W20} / (\Delta P)$ Flux spécifique (L m^{-2} h^{-1} bar^{-1})	Perméabilité relative
------	-----------	-------------	-----------------------	-------------------------	-----------------	--------------------	--------------------	--------------------	-----------------	---	--	-----------------------

Phase Effluent du DC1-a: valeurs aberrantes non-incluses

No. de valeurs:	11	10	11	11	11	
Moyenne =	0,41	0,60	23	-13	6	
Écart type =	0,02	0,01	5	9	7	
Cv =	6%	1%	23%	66%	114%	

Phase Effluent du DC1-b: valeurs aberrantes non-incluses

No. de valeurs:	12	12	12	12	12	
Moyenne =	0,41	0,60	24	-7	11	
Écart type =	0,02	0,01	4	7	5	
Cv =	5%	1%	17%	92%	48%	

Phase Effluent du POLIPUR: valeurs aberrantes non-incluses

No. de valeurs:	7	7	7	7	7	
Moyenne =	0,38	0,60	16	-11	16	
Écart type =	0,01	0,00	1	2	3	
Cv =	2%	0%	6%	-16%	18%	

ANNEXE H

ANALYSES DES MÉTAUX

Fer-Al-Mg-Ca

TRH = 9,33 h

Fer-Al-Mg-Ca

TRH = 9,33 h

Fer-Al-Mg-Ca

TRH = 9,33 h

Date	Temps (j)		Affluent				Cuve BRM				Effluent				Boues extraites			
			Fer (mg/L)	Al (mg/L)	Ca (mg/L)	Mg (mg/L)	Fer (mg/L)	Al (mg/L)	Ca (mg/L)	Mg (mg/L)	Fer (mg/L)	Al (mg/L)	Ca (mg/L)	Mg (mg/L)	Fer (mg/L)	Al (mg/L)	Ca (mg/L)	Mg (mg/L)
30-nov	181		55	31,4	79,5	925		425	240	0,66		14,6	70	1170		540	280	
No. de valeurs:			12	6	6	6	14	8	6	6	15	9	6	6	9	5	4	4

GLOBAL: toutes valeurs incluses

Moyenne = 51 5 40 91 491 60 433 323 2 5 13 73 545 58 473 323
 Écart type = 64 5 8 8 572 53 54 41 6 12 2 3 568 48 41 45
 Cv = 127% - 98% 21% 9% 117% 88% 13% 13% 271% 264% 16% 5% 104% 82% 9% 14%

DC1-a & DC1-b: toutes valeurs incluses

Moyenne = 2 5 47 60 3 5 55 58
 Écart type = 1 5 28 54 8 13 18 48
 Cv = 89% 100% 59% 89% 293% 277% 32% 83%

PP : toutes valeurs incluses

Moyenne = 100 40 91 1082 433 323 1 13 73 1158 473 323
 Écart type = 59 8 8 388 54 41 1 2 3 222 41 45
 Cv = 60% 21% 9% 36% 13% 13% 61% 16% 5% 19% 9% 14%

ANNEXE I

RÉGLAGES DU BRM

RÉGLAGES DU BRM

TRH = 9,33 h

Date	Temps (i)	Indicateur de temps BRM (heure)	Heure de la lecture (h)	Nombre d'heure d'arrêt du BRM (h)	RÉGLAGES						
					Vitesse production (sans unités)	Vitesse rétro-lav. (sans unités)	Vitesse pompe affluent (sans unités)	Vitesse pompe d'enluent ou de boues (sans unités)	Temps de production (min.)	Temps de rétro-lav. (min.)	Cycle d'extraction de boues et d'échantillonnage
03-juin	1	183,23		153	190	4	5,5	9,5	0,5		
04-juin	2										
05-juin	3										
06-juin	4										
07-juin	5										
08-juin	6										
09-juin	7	329,65		153	190	4	5,5	9,5	0,5		
10-juin	8										
11-juin	9										
12-juin	10										
13-juin	11										
14-juin	12										
15-juin	13										
16-juin	14										
17-juin	15	517,28		153	190	4	5,5	9,5	0,5		
18-juin	16										
19-juin	17										
20-juin	18										
21-juin	19										
22-juin	20										
23-juin	21										
24-juin	22										
25-juin	23										
26-juin	24										
27-juin	25										
28-juin	26										
29-juin	27	803,50		163	190	4	5,5	9,5	0,5		
30-juin	28										
01-juil	29										
02-juil	30	872,86		163	190	4	5,5	9,5	0,5		
03-juil	31										
04-juil	32										
05-juil	33										
06-juil	34										
07-juil	35										
08-juil	36										
09-juil	37										
10-juil	38										
11-juil	39										
12-juil	40										
13-juil	41	849,79		147	193	4,5		9,5	0,5		
14-juil	42	905,83		147	193	4,5		9,5	0,5		
15-juil	43										
16-juil	44	906,27		147	193	3,5		9,5	0,5		
17-juil	45										
18-juil	46										
19-juil	47										
20-juil	48										
21-juil	49	1023,09		147	193	4	5	9,5	0,5	19x 4min	0,3

RÉGLAGES DU BRM

TRH = 9,33 h

RÉGLAGES DU BRM

TRH = 9,33 h

Date	Temps (l)	Indicateur de temps BRM (heure)	Heure de la lecture (h)	Nombre d'heure d'arrêt du BRM (h)	RÉGLAGES								
					Vitesse production (sans unités)	Vitesse rétro-lav. (sans unités)	Vitesse pompe affluent (sans unités)	Vitesse pompe d'effluent ou de boues (sans unités)	Temps de production (min.)	Temps de rétro-lav. (min.)	Cycle d'extraction de boues et d'échantillonnage	Débit d'extraction de boues (l/min)	Débit d'échantillonnage d'affluent (l/min)
12-sept	102	2019,21											
13-sept	103	2052,55											
14-sept	104	2075,49	14,92	3,51	150	195	4	5	4,5	0,5	19x 1min	0,94	0,46
15-sept	105	2098,10											
16-sept	106	2121,71	14,08	0,95	150	195	4	5	4,5	0,5	19x 1min	0,94	0,46
17-sept	107	2131,76	10,13	10,00									
18-sept	108												
19-sept	109												
20-sept	110	2209,69											
21-sept	111	2230,42	12,83	10,04	150	195	4	5	4,5	0,5	19x 1min	0,94	0,46
22-sept	112	2254,75											
23-sept	113												
24-sept	114												
25-sept	115												
26-sept	116	2339,78											
27-sept	117	2379,97											
28-sept	118												
29-sept	119												
30-sept	120	2442,40	12,92	4,10	150	195	4	5	4,5	0,5	19x 1min	0,94	0,46
01-oct	121	2467,24											
02-oct	122	2487,13											
03-oct	123	2510,98											
04-oct	124	2534,89											
05-oct	125	2568,81											
06-oct	126	2585,11											
07-oct	127	2614,61	17,83	0,71	150	195	4	5	4,5	0,5	19x 1min	0,94	N/A
08-oct	128	2634,96											
09-oct	129	2652,56											
10-oct	130	2675,21											
11-oct	131	2702,91											
12-oct	132	2728,58											
13-oct	133												
14-oct	134				150	195	4	5	4,5	0,5	19x 1min	0,94	N/A
15-oct	135	2800,75											
16-oct	136	2828,15											
17-oct	137	2851,14											
18-oct	138				150	195	4	5	4,5	0,5	19x 1min	0,94	N/A
19-oct	139												
20-oct	140												
21-oct	141	2876,17	15,95		150	195	4	5	4,5	0,5	19x 1min	0,94	N/A
22-oct	142												
23-oct	143												
24-oct	144												
25-oct	145												
26-oct	146	2994,11	13,92	0,03	150	195	4	5	4,5	0,5	19x 1min	0,94	N/A
27-oct	147												
28-oct	148	3039,67	10,52	-0,96									
29-oct	149												
30-oct	150												
31-oct	151												
01-nov	152												
02-nov	153	3063,89	14,70	99,00	150	195	4	5	4,5	0,5	19x 1min	0,94	N/A

RÉGLAGES DU BRM

TRH = 9,33 h

Date	Temps (j)	Indicateur de temps BRM (heure)	Heure de la lecture (h)	Nombre d'heure d'arrêt du BRM (h)	RÉGLAGES								
					Vitesse production (sans unités)	Vitesse rétro-lav. (sans unités)	Vitesse pompe affluent (sans unités)	Vitesse pompe d'effluent ou de boues (sans unités)	Temps de production (min.)	Temps de rétro-lav. (min.)	Cycle d'extraction de boues et d'échantillonnage	Débit d'extraction de boues (L/min)	
03-nov	154	3085,22	12,18	0,15	150	195	4	5	4,5	0,5	19x 1min	0,94	N/A
04-nov	155	3110,24	13,23	0,03									
05-nov	156	3136,21	15,22	0,01									
06-nov	157	3159,59	14,60	0,00									
07-nov	158	3174,58	5,58	-0,01									
08-nov	159	3202,15	9,15	0,00									
09-nov	160	3233,62	16,62	0,00									
10-nov	161	3255,38	14,58	0,21	150	195	4	5	4,5	0,5	19x 1min	0,94	N/A
11-nov	162												
12-nov	163	3296,53	9,82	2,08									
13-nov	164	3325,50	14,45	-0,34									
14-nov	165	3349,77	14,72	0,00									
15-nov	166	3370,27	11,23	0,02									
16-nov	167	3397,89	15,00	0,15	150	195	4	5	4,5	0,5	19x 1min	0,94	N/A
17-nov	168												
18-nov	169	3440,90	10,17	0,16									
19-nov	170	3458,99	10,45	6,19									
20-nov	171	3487,13	14,58	-0,01									
21-nov	172	3511,02	14,47	-0,01									
22-nov	173	3534,52	13,98	0,02									
23-nov	174	3556,46	11,92	-0,01									
24-nov	175	3585,01	16,50	0,03	150	195	4	5	4,5	0,5	19x 1min	0,94	N/A
25-nov	176												
26-nov	177	3628,71	12,30	0,10									
27-nov	178	3650,02	9,60	-0,01									
28-nov	179	3675,33	10,92	0,01									
29-nov	180												
30-nov	181	3705,29	17,00	24,12	150	195	4	5	4,5	0,5	19x 1min	0,94	N/A

ANNEXE J

RENDEMENTS

RENDEMENTS

TRH = 9,33

RENDEMENTS

TRH = 9,33

Date	Temps (j)	RENDEMENTS (positif s'il y a enlèvement et négatif s'il y a production)										
		DCOtot	DCOf	DBO5	MES	MVES	NTK-N	NH3-N	NO3-N	Pt	o-PO4	Coliformes fécaux
27-juil	55	43%	-11%		82%	95%	59%	25%	#####	41%	-15%	
28-juil	56											
29-juil	57											
30-juil	58											
31-juil	59											
01-août	60											
02-août	61											
03-août	62											
04-août	63											
05-août	64	96%	71%		100%	100%	100%	100%	-107%	99%	81%	
06-août	65											
07-août	66											
08-août	67											
09-août	68											
10-août	69											
11-août	70	53%	17%		98%	100%	84%	96%	-721%	17%	-73%	
12-août	71											
13-août	72											
14-août	73											
15-août	74											
16-août	75											
17-août	76	56%	19%		99%	100%	87%	99%	#####	9%	-239%	
18-août	77											
19-août	78											
20-août	79	51%	-40%		89%	96%	86%	98%	-1034%	32%	-212%	
21-août	80											
22-août	81											
23-août	82											
24-août	83	36%	-5%		98%	100%	75%	98%	-89%	-30%	-114%	
25-août	84											
26-août	85											
27-août	86	24%	-30%		96%	97%	86%	99%	-389%	25%	-39%	
28-août	87											
29-août	88											
30-août	89											
31-août	90											
01-sept	91											
02-sept	92	61%	-33%		97%	99%	88%	100%	-4236%	23%	-47%	100%
03-sept	93											
04-sept	94											
05-sept	95											
06-sept	96											
07-sept	97											
08-sept	98	74%	-83%		99%	100%	87%	99%	-1276%	32%	-71%	
09-sept	99											
10-sept	100	44%	-8%		84%	94%	99%	100%	-2012%	96%	-2%	100%
11-sept	101											
12-sept	102											
13-sept	103											
14-sept	104	74%	-8%		99%	99%	93%	99%	-1187%	68%	-38%	
15-sept	105											
16-sept	106	46%	-65%		97%	99%	83%	100%	-433%	50%	-79%	
17-sept	107											
18-sept	108											
19-sept	109											
20-sept	110											
21-sept	111	88%	27%		100%	100%	80%	-36%	17%	#####	23%	

RENDEMENTS

TRH = 9,33

RENDEMENTS

TRH = 9,33

Date	Temps (j)	RENDEMENTS (positif s'il y a enlèvement et négatif s'il y a production)									
		DCOtat	DCOf	DBO5	MES	MVES	NTK-N	NH3-N	NO3-N	Pt	o-PO4
18-nov	169										
19-nov	170										
20-nov	171										
21-nov	172										
22-nov	173										
23-nov	174										
24-nov	175										
25-nov	176										
26-nov	177										
27-nov	178										
28-nov	179										
29-nov	180										
30-nov	181										

GLOBAL: Caractéristiques moyennes de l'affluent et de l'effluent du BRM

	DCOtat	DCOf	MES	MVES	NTK-N	NH3-N	NO3-N	Pt	o-PO4	Coliformes fécaux
	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L
Affluent: moyenne	796	381	573	303	97	32,0	13,7	77,8	27,8	7113
Affluent: écart type	371	132	466	281	49	15,2	19,8	32,3	11,3	4874
Effluent: moyenne	361	361	24,40	5,23	22,63	2,5	49,7	45,7	40,1	0,00
Effluent: écart type	154	154	29,47	7,08	22,93	5,5	28,0	17,2	17,0	0,00
Rendement	55%	5%	96%	98%	77%	92%	-262%	41%	-44%	100%

PHASE EFFLUENT DU DC1-a: Caractéristiques moyennes de l'affluent et de l'effluent du BRM

	DCOtat	DCOf	DBO5	MES	MVES	NTK-N	NH3-N	NO3-N	Pt	o-PO4	Coliformes fécaux
	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L
Affluent: moyenne	743	390	N/D	341	209	79	23,4	23,7	66,8	21,6	N/D
Affluent: écart type	153	114	N/D	172	117	33	13,6	31,8	18,8	9,8	N/D
Effluent: moyenne	304	N/D	N/D	30	5	27	13,8	43,6	39,9	30,1	0
Effluent: écart type	115	N/D	N/D	34	7	32	28,4	41,6	18,8	15,6	0
Rendement	59%	N/D	N/D	91%	98%	66%	41%	-84%	40%	-39%	N/D

PHASE EFFLUENT DU DC1-b: Caractéristiques moyennes de l'affluent et de l'effluent du BRM

	DCOtat	DCOf	DBO5	MES	MVES	NTK-N	NH3-N	NO3-N	Pt	o-PO4	Coliformes fécaux
	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L
Affluent: moyenne	998	389	129	695	415	124	37,0	7,0	91,6	32,7	10040
Affluent: écart type	454	156	33	613	379	59	10,4	7,0	41,1	6,9	3840
Effluent: moyenne	407	N/D	30	29	7	22	0,3	49,0	56,8	52,0	0
Effluent: écart type	159	N/D	6	28	8	16	0,1	13,2	7,4	9,3	0
Rendement	59%	N/D	77%	96%	98%	82%	99%	-600%	38%	-59%	100%

RENDEMENTS

TRH = 9,33

Date	Temps (j)	RENDEMENTS (positif s'il y a enlèvement et négatif s'il y a production)									
		DCOtat	DCOf	DBO5	MES	MVES	NTK-N	NH3-N	NO3-N	Pt	o-PO4

EFFLUENT DU POLIPUR: Caractéristiques moyennes de l'affluent et de l'effluent du BRM

	DCOtat mg/L	DCOf mg/L	DBO5 mg/L	MES mg/L	MVES mg/L	NTK-N mg/L	NH3-N mg/L	NO3-N mg/L	Pt mg/L	o-PO4 mg/L	Coliformes fécaux mg/L
Affluent: moyenne	504	353	155	699	222	80	40,5	16,2	69,2	28,3	2233
Affluent: écart type	143	98	79	291	75	23	15,7	11,4	17,3	14,8	818
Effluent: moyenne	336	N/D	25	4	1	16	0,5	62,3	34,2	31,5	0
Effluent: écart type	156	N/D	3	1	1	6	0,8	7,0	15,2	14,6	0
Rendement	33%	N/D	84%	99%	100%	80%	99%	-285%	51%	-11%	100%

Cibles

5 5

10

1

200

ANNEXE K

BILANS HYDRAULIQUES

BILANS HYDRAULIQUE

TRH = 9,33

Date	Temps (j)	Heure de l'horloge (h)	Indicateur de temps de la pompe d'affluent (h)	Temps de fonctionnement de la pompe d'affluent (h)	Debit d'affluent mesuré (L/min)	Nouveau débit d'affluent réglé/justé (L/min)	Debit moyen d'affluent de la pompe (L/min)	Volume théorique d'affluent (L)	Volume mesuré d'affluent (L)	Volume mesuré de boues extraites (L)	Volume entrant (L)	Volume sortant (L)	Difference de volume (L)	Exactitude du bilan	
01-sept	91														
02-sept	92														
03-sept	93														
04-sept	94														
05-sept	95														
06-sept	96														
07-sept	97														
08-sept	98	14,00	3,08												
09-sept	99														
10-sept	100	13,12	45,87	47,12	42,79	0,360	0,360	924,26	960,00	40,00	924,26	1000,00	75,74	106%	
11-sept	101														
12-sept	102	6,50	84,39	41,38	38,52					678,00	34,00				
13-sept	103	15,87	115,84	33,37	31,45					595,00	28,00				
14-sept	104	14,92	137,86	97,80	91,99	0,320	0,360	0,340	1876,60	1687,00	80,00	1876,60	1767,00	-109,60	94%
15-sept	105														
16-sept	106	14,08	181,59	47,17	43,73	0,340	0,350	918,33	76,2296	645,00	36,00	918,33	681,00	-237,33	74%
17-sept	107	10,13	200,95	20,05	19,36	0,370	0,355	412,37	76,4963						

BILANS HYDRAULIQUE

$$\text{TRH} = 9,33$$

Date	Temps (h)	Heure de l'horloge (h)	Indicateur de temps de pompe d'affluent (h)	Temps de fonctionnement de la pompe d'affluent (h)	Débit d'affluent mesuré (L/min)	Nouveau débit d'affluent réajusté (L/min)	Débit moyen d'affluent (L/min)	Volume théorique d'affluent (L)	Lecture du débitmètre (m³)	Volume mesuré d'affluent (L)	Volume mesuré de bouteilles extatiques (L)	Volume entrant (L)	Volume sortant (L)	Différence de volume (L)	Exactitude du bilan	
18-sept.	108															
19-sept.	109															
20-sept.	110															
21-sept.	111	14,92	292,15	100,78	91,20	0,305	0,380	0,338	1846,80	78,1654	1670,10	80,00	1846,80	1750,10	-96,70	95%
22-sept.	112	14,58	311,92	23,67	19,77	0,385		0,345	409,24	78,6870	520,60					
23-sept.	113															
24-sept.	114	13,50	351,49	70,58	59,34	0,370	0,400	0,375	1335,15	79,3907	1224,30	60,00	1335,15	1284,30	-50,85	96%
25-sept.	115															
26-sept.	116	6,33	384,74	40,83	33,25	0,400		0,400	798,00	80,0921	701,40	33,00	798,00	734,40	-63,60	92%
27-sept.	117	15,37	411,40	33,03	26,66	0,390		0,395	631,84	80,6777	585,60	27,60	631,84	613,20	-18,64	97%
28-sept.	118															
29-sept.	119	7,05	444,00	39,68	32,60	0,380		0,385	753,06	81,3723	694,60	31,90	753,06	726,50	-26,56	96%
30-sept.	120	12,92	472,19	29,87	28,19	0,370		0,375	634,28	81,8955	523,20	25,50	634,28	548,70	-85,57	87%
01-oct.	121	14,00	492,86	25,08	20,67	0,385		0,378	468,18	82,3277	432,20	17,00	468,18	449,20	-18,98	96%

BILANS HYDRAULIQUE

TRH = 9,33

Date	Temps (h)	Heure de l'horloge (h)	Indicateur de temps de la pompe d'affluent (h)	Temps de fonctionnement de la pompe d'affluent (h)	Débit d'affluent mesuré (L/min)	Nouveau débit d'affluent réglé (L/min)	Débit moyen d'affluent de la période (L/min)	Volume théorique d'affluent (L)	Lecture du débitmètre (m³/3)	Volume mesuré d'affluent (L)	Volume sortant (L)	Différence de volume (L)	Exactitude du bilan			
02-oct	122	9,90	509,26	19,90	16,40	0,380	0,383	376,38	82,6753	347,60	20,00	376,38	367,60	-8,78	98%	
03-oct	123	9,75	529,35	23,85	20,09	0,370	0,375	452,03	83,0927	417,40	19,00	452,03	436,40	-15,63	97%	
04-oct	124	9,62	549,97	23,87	20,62	0,365	0,368	454,67	83,5054	412,70	21,00	454,67	433,70	-20,97	95%	
05-oct	125	12,00	574,48	26,38	24,51	0,375	0,370	544,12	83,9564	451,00	21,00	544,12	472,00	-72,12	87%	
06-oct	126	12,25	595,12	24,25	20,64	0,370	0,373	461,30	84,3784	422,00	22,00	461,30	444,00	-17,30	96%	
07-oct	127	17,83	621,81	29,58	26,69	0,380	0,375	600,52	84,9932	614,80	26,00	600,52	640,80	40,28	107%	
08-oct	128	14,18	638,58	20,35	16,77	0,360	0,380	382,36	85,2408	247,60	22,00	382,36	382,36	0,00	-112,76	71%
09-oct	129	6,80	652,83	16,62	14,25	0,380	0,380	324,90	85,5353	294,50	14,00	324,90	308,50	-16,40	95%	
10-oct	130	6,45	671,23	23,65	18,40	0,375	0,378	416,76	85,9267	391,40	19,00	416,76	410,40	-6,36	98%	
11-oct	131	10,15	693,91	27,70	22,68	0,365	0,370	503,50	86,3927	466,00	27,00	503,50	493,00	-10,50	98%	
12-oct	132	11,83	715,26	25,68	21,35	0,370	0,368	470,77	86,8317	439,00	23,00	470,77	462,00	-8,77	98%	
13-oct	133	10,83	734,75	23,00	19,49	0,360	0,365	426,83	87,2214	389,70	20,00	426,83	409,70	-17,13	96%	
14-oct	134	15,08	759,35	28,25	24,60	0,355	0,430	0,358	527,67	87,7001	478,70	27,00	527,67	505,70	-21,97	96%
15-oct	135	12,03	775,38	20,95	16,03	0,390	0,410	394,34	88,0547	354,60	22,00	394,34	376,60	-17,74	96%	

BILANS HYDRAULIQUE

TRH = 9,33

Date	Temps (h)	Heure de l'horologe (h)	Indicateur de temps de la pompe d'alarme (h)	Temps de fonctionnement de la pompe d'affluent (h)	Nouveau débit d'affluent réglé (L/min)	Débit d'affluent mesuré (L/min)	Volume théorique d'affluent (L)	Volume mesuré d'affluent (L)	Volume entrant (L)	Difference de volume (L)	Exactitude du bilan					
16-oct	136	15,43	797,51	27,40	22,13	0,380	0,385	511,20	88,5244	469,70	21	511,20	490,7	-20,50	96%	
17-oct	137	14,43	816,06	23,00	18,55	0,380	0,380	422,94	88,9167	392,30	20	422,94	412,3	-10,64	97%	
18-oct	138	15,50	836,48	25,07	20,42	0,375	0,378	462,51	89,3342	417,50	24	462,51	441,5	-21,01	95%	
19-oct	139															
20-oct	140															
21-oct	141	15,95	897,65			0,385					0					
22-oct	142	11,22	911,29	19,27	13,64	0,430	0,408	333,50	89,6742		0					
23-oct	143	14,93	929,72	27,72	18,43	0,430	0,430	475,49	90,1140	465,80	0	475,49	465,8	-9,69	98%	
24-oct	144	11,03	943,12	20,10	13,4	0,420	0,425	341,70	90,4745	334,50	0	341,70	334,5	-7,20	98%	
25-oct	145	15,40	962,24	28,37	19,12	0,420	0,420	481,82	90,9535	479,00	0	481,82	479	-2,82	99%	
26-oct	146	13,92	977,35	22,52	15,11	0,390	0,405	367,17	91,3284	374,90	0	367,17	374,9	7,73	102%	
27-oct	147															
28-oct	148	10,52	1008,95	44,60	31,6	0,410	0,400	758,40	92,0707	742,30	35	758,40	777,3	18,90	102%	
29-oct	149															

BILANS HYDRAULIQUE

Date	Temps (h)	Heure de l'horloge (h)	Indicateur de temps de la pompe d'affluent (h)	Temps de fonctionnement de la pompe d'affluent (h)	Debit d'affluent mesuré (L/min)	Nouveau débit d'affluent réglé ajusté (L/min)	Debit moyen d'affluent (L/min)	Volume théorique d'affluent (L)	LECTURE DU DÉBITEMÈTRE (m³)	Volume mesuré d'affluent (L)	Volume entrant (L)	Volume sortant (L)	Déférence de volume (L)	Exactitude du bilan		
30-oct	150															
31-oct	151															
01-nov	152															
02-nov	153	14,70	1026,96	124,18	17,01	0,390	0,420	0,390	398,03	92,4243	353,60	25	398,03	378,6	-19,43	95%
03-nov	154	12,18	1040,74	21,48	14,78	0,425	0,423	0,423	374,67	92,7976	373,30	18	374,67	391,3	16,63	104%
04-nov	155															
05-nov	156	14,60	1092,59	74,42	51,85	0,420	0,420	0,420	1306,62	94,0288	1231,20	65	1306,62	1296,2	-10,42	99%
06-nov	157															
07-nov	158	5,58	1103,15	14,98	10,56	0,420	0,420	0,420	266,11	94,2708	242,00	12	266,11	254	-12,11	95%
08-nov	159	9,15	1122,51	27,57	19,36	0,420	0,420	0,420	487,87	94,7208	450,00	25	487,87	475	-12,87	97%
09-nov	160	16,62	1144,57	31,47	22,06	0,410	0,415	0,415	549,29	95,2352	514,40	26	549,29	540,4	-8,89	98%
10-nov	161	14,58	1160,10	21,97	15,53	0,395	0,403	0,403	375,52	95,5931	357,90	21	375,52	378,9	3,38	101%
11-nov	162															
12-nov	163	9,82	1191,51	43,23	31,41	0,410	0,410	0,410	772,69	96,2636	670,50	19	772,69	689,5	-83,19	89%

TRH = 9,33

BILANS HYDRAULIQUE

Date	Temps (h)	Heure de l'horloge (h)	Indicateur de temps de la pompe d'affluent (h)	Temps de fonctionnement de la pompe d'affluent (h)	Debit d'affluent mesuré (L/min)	Nouveau débit d'affluent réglé (L/min)	Volume théorique d'affluent (L)	Volume mesure d'affluent (L)	Volume sortant (L)	Difference de volume (L)	Exactitude du bilan	
13-nov	164	14,45	1211,99	28,63	20,48	0,410	0,410	503,81	96,7444	480,80	19	503,81
14-nov	165	14,72	1229,18	24,27	17,19	0,410	0,410	422,87	97,1460	401,60	20	422,87
15-nov	166	11,23	1243,70	20,52	14,52	0,410	0,410	357,19	97,4783	332,30	17	357,19
16-nov	167	15,00	1263,67	27,77	19,97	0,410	0,410	491,26	97,9271	448,80	24	491,26
17-nov	168											
18-nov	169	10,17	1295,07	43,17	31,40	0,420	0,415	781,86	98,6401	713,00	38	781,86
19-nov	170	10,45	1308,38	24,28	13,31	0,410	0,415	331,42	98,9352	295,10	14	331,42
20-nov	171	14,58	1328,60	28,13	20,22	0,410	0,410	497,41	99,4029	467,70	25	497,41
21-nov	172	14,47	1345,65	23,88	17,05	0,410	0,410	419,43	99,9004	497,50	19	419,43
22-nov	173	13,98	1362,30	23,52	16,65	0,410	0,410	409,59	100,1909	290,50	20	409,59
23-nov	174	11,92	1377,96	21,93	15,66	0,410	0,410	385,24	100,5559	365,00	17	385,24
24-nov	175	16,50	1398,36	28,58	20,4	0,420	0,415	507,96	101,0242	468,30	27	507,96
25-nov	176											
26-nov	177	12,30	1429,30	43,80	30,94	0,410	0,413	766,69	101,7602	736,00	38	766,69
												774
												7,31
												101%

TRH = 9,33

BILANS HYDRAULIQUE

Date	Temps (h)	Heure de l'horloge (h)	Indicateur de temps de la pompe d'affluent (h)	Temps de fonctionnement de la pompe d'affluent (h)	Nouveau débit d'affluent réglé (L/min)	Débit d'affluent mesuré (L/min)	Volume théorique d'affluent (L)	Lecture du débitmètre (m ³)	Volume mesuré de bouteilles (L)	Volume entrant (L)	Volume sortant (L)	Différence de volume (L)	Exactitude du bilan		
27-nov	178	9,60	1444,52	21,30	15,22	0,410	0,410	374,41	102,0994	339,20	15	374,41	354,2	-20,21	95%
28-nov	179	10,92	1462,66	25,32	18,14	0,405	0,408	444,07	102,5087	409,30	24	444,07	433,3	-10,77	98%
29-nov	180														
30-nov	181	17,00	1483,62	65,00	20,96	0,410	0,408	513,10	102,9828	474,10	37	513,10	511,1	-2,00	100%

Moyenne globale =

Moyenne DC1-b =

Moyenne PP =

ANNEXE L

BILANS DE MASSE

BILANS DE MASSE

TRH = 9,33

Date	Temps (J)	Debit d'affluent de la période (L/d)	Debit d'affluent de la période (L/d)	M DCOT affluent (g/d)	M DCOT effluent (g/d)	M DCOT bouses (g/d)	Exactitude du bilan DCOT (%)	M Pt bouses (g/d)	M Pt effluent (g/d)	M Pt affluent (g/d)	M Nt effluent (g/d)	M Nt bouses (g/d)	Exactitude du bilan Nt (%)	M Fer effluent (g/d)	M Fer bouses (g/d)	Exactitude du bilan Fer (%)	Taux de chargement:	FM (kg DCO _r kg _r MLS _r d _r)	
01-sept	91																	g DCO _r x L _r x d _r	
02-sept	92																		
03-sept	93																		
04-sept	94																		
05-sept	95																		
06-sept	96																		
07-sept	97																		
08-sept	98																		
09-sept	99																		
10-sept	100	470,8	489,0	20,4	446,3	260,1	66,2	73%	667,1	28,8	6,7	5%	543,1	33,8	5,0	7%	1,97	0,64	
11-sept	101																		
12-sept	102																		
13-sept	103																		
14-sept	104	460,5	414,0	19,6	974,9	231,0	98,4	34%	92,1	26,9	15,4	46%	91,2	27,7	11,5	43%	4,29	0,35	
15-sept	105																		
16-sept	106	467,3	328,2	18,3	686,0	259,9	102,8	53%	53,7	18,9	17,2	67%	62,0	25,3	14,1	64%	3,02	0,46	
17-sept	107																		
18-sept	108																		
19-sept	109																		
20-sept	110																		
21-sept	111	439,8	397,7	19,1	1781,6	190,9			164,9		35,5		177,0	32,8	31,8	36%	7,85	0,20	
22-sept	112																		
23-sept	113																		
24-sept	114	454,0	416,3	20,4	489,4	173,2	381,5	113%	40,4	26,8	20,0	116%	78,7	129,3	19,2	189%	0,363	0,025	1,673
25-sept	115																		
26-sept	116	469,0	412,3	19,4															
27-sept	117	459,1	425,5	20,1															

BILANS DE MASSE

TRH = 9,33

Date	Temps (J)	Débit d'affluent de la période (L/d)	Débit d'affluent de la période (L/d)	M DCOT affluent (g/d)	M DCOT boues (g/d)	Exactitude du bilan DCOT (%)	M Pt affluent (g/d)	M Pt boues (g/d)	Exactitude du bilan Pt (%)	M Nt affluent (g/d)	M Nt boues (g/d)	Exactitude du bilan Nt (%)	M Fer affluent (g/d)	M Fer boues (g/d)	Exactitude du bilan Fer (%)	Taux de chargement:	g DCO \times L \times d	F/M (kg DCO \times kg MLS \times d)				
28-sept	118																					
29-sept	119	455,4	420,1	19,3																		
30-sept	120	509,7	420,4	20,5	509,7	158,5	165,0	63%	56,6	26,1	18,7	79%	127,1	37,9	28,9	53%	1,529	0,025	1,660	110%	2,25	0,21
01-oct	121	448,0	413,5	16,3																		
02-oct	122	453,9	419,2	24,1																		
03-oct	123	454,9	420,0	19,1																		
04-oct	124	457,2	415,0	21,1																		
05-oct	125	495,0	410,3	19,1																		
06-oct	126	456,5	417,6	21,8																		
07-oct	127	487,2	498,8	21,1	278,2	194,5	111,2	110%	28,5	20,3	13,1	117%	64,6	51,6	18,9	109%	0,078	0,020	0,901	1181%	1,23	0,26
08-oct	128	450,9	292,0	25,9																		
09-oct	129	469,3	425,4	20,2																		
10-oct	130	422,9	397,2	19,3																		
11-oct	131	436,2	403,8	23,4																		
12-oct	132	439,9	410,2	21,5																		
13-oct	133	445,4	406,6	20,9																		
14-oct	134	448,3	406,7	22,9	244,3	169,2	74,5	100%	29,8	25,9	6,9	110%	47,8	36,6	12,8	103%	0,031	0,012	0,461	1508%	1,08	0,27
15-oct	135	451,7	406,2	25,2																		
16-oct	136	447,8	411,4	18,4																		
17-oct	137	441,3	409,4	20,9																		
18-oct	138	442,8	399,7	23,0																		
19-oct	139																					
20-oct	140																					
21-oct	141																					
22-oct	142	415,4	0	0																		
23-oct	143	411,7	403,3	0																		
24-oct	144	408,0	399,4	0																		

BILANS DE MASSE

$$TRH = 9.33$$

BILANS DE MASSE

TRH = 9,33

Date	Temps (J)	Débit d'affluent de la période (L/d)	Débit d'affluent de la période (L/d)	M DCOT effluent (g/d)	M DCOT boues (g/d)	Exactitude du bilan DCOT (%)	M Pt effluent (g/d)	M Pt boues (g/d)	Exactitude du bilan Pt (%)	M Nt effluent (g/d)	M Nt boues (g/d)	Exactitude du bilan Nt (%)	M Fer effluent (g/d)	M Fer boues (g/d)	Exactitude du bilan Fer (%)	Taux de chargement: g DCO x L ₁ x d ₁	FM (kg DCO x kg ₁ MLSS x d ₁)				
No. de valeurs:	55	50	12	13	12	13	12	11	12	13	12	11	10	10	10	10	13				
Moyenne globale::	431,6	397,1	20,1	387,8	178,8	109,5	74%	38,3	18,5	13,3	83%	57,7	32,2	10,8	74%	23,5	0,3	9,4	42%	1,64	0,23
Écart-type:	43,0	48,0	2,7	241,2	64,9	87,5		20,6	8,3	6,5		28,7	8,5	8,0		27,7	0,4	11,4		1,05	0,17
Moyenne DC1-b:	456,8	410,6	20,8	518,4	204,7	142,8	67%	50,2	24,8	14,0	77%	78,6	35,1	15,8	65%	0,5	0,0	1,2	239%	2,28	0,35
Écart-type:	18,1	36,6	2,2	231,6	37,9	101,8		21,6	3,4	5,0		25,6	7,9	7,0		0,6	0,0	0,5		1,02	0,14
Moyenne PP:	407,2	383,6	19,2	204,9	137,3	62,9	98%	26,4	11,2	12,4	89%	36,9	28,7	3,9	89%	38,9	0,5	14,9	40%	0,88	0,09
Écart-type:	45,9	53,8	3,1	85,2	76,5	11,8		10,0	5,9	8,0		10,9	7,9	2,1		26,2	0,4	11,8		0,35	0,03

% de conversion = $\frac{Qp}{Qa}$ où Qp = Débit de perméation = 397 (L/d)
 Qp = Débit de l'affluent = 432 (L/d)

% de conversion = 92,0%

BILANS DE MASSE

TRH = 9,33

Conditions d'opérations (en comparaison avec les valeurs typiques de Côte, Buisson, Pradene (1997))	TRH
Date	
Temps (J)	
Débit d'affluent de la période (L/d)	
Débit d'affluent de la période (L/a)	
Debit de boues extraites de la période (L/a)	
M DCOT affluent (g/d)	
M DCOT effluent (g/d)	
M DCOT boues (g/d)	
Exactitude du bilan DCOT (%)	
M Pt affluent (g/d)	
M Pt extrait (g/d)	
M Pt boues (g/d)	
Exactitude du bilan Pt (%)	
M Nt affluent (g/d)	
M Nt extrait (g/d)	
M Nt boues (g/d)	
Exactitude du bilan Nt (%)	
M Fer affluent (g/d)	
M Fer extrait (g/d)	
M Fer boues (g/d)	
Exactitude du bilan Fer (%)	
Taux de chargement: $g \text{ DCO} \times L_1 \times d_1$	
FM ($\text{kg DCO} \times \text{kg MLSS} \times d_1$)	