

**PROGRAMME DE RECHERCHE ET D'ADAPTATION TECHNOLOGIQUES
SUR LE TRAITEMENT DES FUMIERS**

RAPPORT FINAL

**TRAITEMENT TERTIAIRE (POLISSAGE) DU LISIER DE PORC PAR UN
BIORÉACTEUR À MEMBRANES (BRM) IMMERGÉES**

Projet n° 703035

par
Yves Comeau,
responsable scientifique

École Polytechnique de Montréal
(Institution requérante)

en collaboration avec
Envirogain et
Zenon Environmental

le 24 janvier 2006

LISTE DES PARTICIPANTS

Responsable scientifique :

Yves Comeau, Professeur, École Polytechnique

Responsable de l'institution de recherche :

Augustin Brais, Directeur du BRCDT, École Polytechnique

Chercheurs impliqués :

Mourad Kharoune, chercheur, École Polytechnique

Bastien Renault, 2^e cycle, École Polytechnique

Pascal Chevalier, 2^e cycle, École Polytechnique

Partenaires:

Camil Dutil, Envirogain

Rock Chabot, Envirogain

Gilles Gagné, Envirogain

Jean-Émile Gallot, Envirogain

Pierre Côté, Zenon Environmental Inc.

REMERCIEMENTS

Nous remercions Envirogain et Zenon Environmental Corporation pour leur support financier et leur assistance technique. Nous remercions également le Ministère de l'agriculture, des pêches et de l'alimentation du Québec (MAPAQ) qui, via son Conseil des Recherches en Pêches et en Agroalimentaire du Québec (CORPAQ), a financé ce projet.

Enfin, nous remercions le Centre d'excellence en production porcine (CEPP) pour leur collaboration et leur disponibilité lors de la réalisation de ce projet.

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 meilleure façon 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 la performance. L'objectif était de déterminer la capacité d'un bioréacteur à membranes (BRM) immergées à traiter un effluent prétraité (filière de traitement *Biofertile*) issu d'une ferme porcine et de tester la stabilité d'un tel équipement ainsi que sa robustesse.

Les travaux ont été réalisés en laboratoire et 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.

Lors de l'étude en laboratoire, le montage expérimental était principalement composé d'un bioréacteur à membranes (BRM) immergées comprenant entre autres une cuve d'aération de 10 L de capacité et un module de membranes d'ultrafiltration à fibres

creuses ZW-1 fabriqué par ZENON Environmental Inc. Lors de l'étude pilote, le montage expérimental était principalement composé d'un bioréacteur à membranes (BRM) immergées ZeeWeed® ZW-10. Le BRM comprenait entre autres une cuve d'aération de 227 L de capacité et un module de membranes d'ultrafiltration à fibres creuses ZW-10. L'intégration du BRM dans la filière de traitement s'est faite selon deux scénarios. Durant la phase *DCI-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.

Une étude économique sommaire a révélé que l'intégration d'un BRM dans la filière *Biofertile* en amont ou en aval du procédé Polipur résultait en un accroissement net des coûts de capitalisation et d'exploitation de l'ordre de 45% et 30%, respectivement, soit un coût unitaire global de 7,50 plutôt que 5,35 \$/m³, malgré la suppression de certains procédés unitaires de la filière *Biofertile*. L'implantation d'un BRM, requerrait donc des exigences de rejet plus sévères pour être justifiée sur une base économique.

TABLE DES MATIÈRES

REMERCIEMENTS.....	iii
RÉSUMÉ.....	iv
LISTE DES TABLEAUX.....	x
LISTE DES FIGURES	xi
LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS	xiii
CHAPITRE 1 : INTRODUCTION	1
1.1 PROBLÉMATIQUE.....	1
1.2 CONTEXTE.....	2
1.3 OBJECTIF.....	3
CHAPITRE 2 : REVUE DE LITTÉRATURE.....	5
2.1 PRODUCTION PORCINE AU QUÉBEC ET SES CONSÉQUENCES ENVIRONNEMENTALES.....	5
2.2 CARACTÉRISATION DU LISIER DE PORCS	7
2.3 TECHNOLOGIES DE TRAITEMENT DU LISIER	8
2.4 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	24
2.5.5 Performances et capacités des BRM	25

CHAPITRE 3 : MATÉRIEL ET MÉTHODES	30
3.1 ÉTUDE EN LABORATOIRE	30
3.1.1 Affluent : prélèvement	30
3.1.2 Le module ZW-1	32
3.1.3 Réservoir de liquide d'alimentation	35
3.1.4 Pompes	36
3.1.5 Réservoir de traitement	36
3.1.6 Alimentation en air	36
3.1.7 Conditions expérimentales	36
3.1.8 Montage de l'étape préliminaire	37
3.1.9 Observations générales.....	38
3.1.10 Test de coagulation	39
3.1.11 Montage de la phase 1 : détermination du mode de fonctionnement.....	39
3.1.12 Montage des phases 2, 3 & 4 : optimisation avec rétrolavage	41
3.1.13 Analyses et échantillonnage.....	43
3.2 ÉTUDE PILOTE.....	43
3.2.1 Présentation du CEPP	43
3.2.2 Filière de traitement <i>Biofertile</i>	44
3.2.3 Description du bioréacteur à membranes immergées ZW-10.....	46
3.2.4 Module membranaire ZW-10.....	48
3.2.5 Cuves d'aération et de rétrolavage.....	51
3.2.6 Pompes	52
3.2.7 Surpresseur d'air	53
3.2.8 Panneau de contrôle	53
3.2.9 Plan expérimental : phase DC1-a.....	54
3.2.10 Plan expérimental : phase DC1-b.....	55
3.2.11 Plan expérimental : phase PP	56
3.2.12 Conditions expérimentales de l'étude pilote	57

3.2.13	Variables contrôlées lors de l'étude pilote	58
3.2.14	Variables mesurées lors de l'étude pilote.....	59
3.2.15	Nettoyages chimiques	59
3.2.16	Analyses et échantillonnage.....	60
CHAPITRE 4 : RÉSULTATS.....		64
4.1	RÉSULTATS : ÉTUDE EN LABORATOIRE	64
4.1.1	Caractérisation de l'affluent.....	64
4.1.2	Généralités.....	65
4.1.3	Suivi analytique de la phase 0.....	66
4.1.4	Suivi analytique de la phase 1	67
4.1.5	Suivi analytique de la phase 2.....	68
4.1.6	Suivi analytique de la phase 3	70
4.1.7	Bilans massiques des phases 2 et 3	72
4.1.8	Conclusions préliminaires pour les phases 2 et 3.....	73
4.1.9	Suivi analytique de la phase 4.....	75
4.1.10	Influence du TRH sur l'enlèvement de l'ammoniaque	76
4.1.11	Détermination du protocole de lavage	77
4.1.12	Détermination du rapport Al/P et du débit d'alun.....	78
4.1.13	Résultats des tests de coagulation	79
4.2	RÉSULTATS : ÉTUDE PILOTE	80
4.2.1	Présentation des résultats	80
4.2.2	Validation : MES et mode de préservation des échantillons.....	94
4.2.3	Bilans de masse	94
4.2.4	Autres mesures de validation	97
CHAPITRE 5 : DISCUSSION.....		99
5.1	PHASE PRÉLIMINAIRE.....	99
5.1.1	Rappel méthodologique	99
5.1.2	Mise au point des conditions expérimentales.....	101

5.2	TRAITEMENT PAR UN BRM DE L'EFFLUENT DÉCANTÉ DU BIORÉACTEUR À BOUES ACTIVÉES	102
5.2.1	Performances	103
5.2.2	Atteinte des cibles	107
5.3	TRAITEMENT PAR UN BRM DE L'EFFLUENT NON DÉCANTÉ DU <i>Polipur</i>	107
5.3.1	Performances	108
5.3.2	Atteinte des cibles	109
5.4	CHOIX DES CIBLES DU PROJET	109
5.5	ÉTUDE TECHNICO-ÉCONOMIQUE	110
	CHAPITRE 6 : CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS.....	113
	TRANSFERT DES RÉSULTATS	116
	DIFFUSION DES RÉSULTATS	116
	ÉTUDIANTS GRADUÉS.....	116
	RÉFÉRENCES	117

LISTE DES TABLEAUX

TABEAU 2.1 : COMPARAISON DES CARACTÉRISTIQUES DES LISIERS DE PORCS (ADAPTÉ DE IRDA, 2003).....	7
TABEAU 2.2 : DESCRIPTION DES PRINCIPALES TECHNOLOGIES DE TRAITEMENT DES LISIERS ET DES SOLIDES EN DÉVELOPPEMENT AU QUÉBEC (ADAPTÉ DE FORTIN, 2004).....	10
TABEAU 2.3 TERMINOLOGIE UTILISÉE DANS LE PROCÉDÉS MEMBRANAIRES (ADAPTÉ DE METCALF & EDDY, 2003).....	12
TABEAU 2.4 CARACTÉRISTIQUES GÉNÉRALES DES PROCÉDÉS MEMBRANAIRES (ADAPTÉ DE METCALF & EDDY, 2003).....	14
TABEAU 2.5 CONFIGURATIONS DES MEMBRANES (ADAPTÉ DE JUDD, 2003).....	16
TABEAU 2.6 PARAMÈTRES TYPQUES D'UTILISATION DE BRM (ADAPTÉ DE STEPHENSON ET AL., 2000) ...	25
TABEAU 2.7 COMPARAISON DES PERFORMANCES DE BRM.....	29
TABEAU 3.1 CALENDRIER DES PÉRIODES D'UTILISATION DES LOTS D'AFFLUENTS.	31
TABEAU 3.3 CARACTÉRISTIQUES DU SYSTÈME ET RECOMMANDATIONS DE ZENON.	35
TABEAU 3.4 CONDITIONS EXPÉRIMENTALES IMPOSÉES AU LABORATOIRE.	37
TABEAU 3.5 PROTOCOLE DE RÉTRO-LAVAGE.....	42
TABEAU 3.6 CARACTÉRISTIQUES DU MODULE MEMBRANAIRE ZW-10 (ZENON ENVIRONMENTAL INC., 2003).....	51
TABEAU 3.7 CONDITIONS EXPÉRIMENTALES POUR L'ÉTUDE PILOTE.....	58
TABEAU 3.8 ANALYSES ET CONSERVATION DES ÉCHANTILLONS.....	62
TABEAU 3.9 MÉTHODES ANALYTIQUES.....	63
TABEAU 4.1 CARACTÉRISTIQUES DES AFFLUENTS UTILISÉS LORS DES EXPÉRIMENTATIONS.....	64
TABEAU 4.2 CONDITIONS EXPÉRIMENTALES ET RÉSULTATS DU TEST DE COAGULATION.....	78
TABEAU 4.2 SYNTHÈSE DES RÉSULTATS D'ANALYSES ET DES RENDEMENTS DES DIFFÉRENTES PHASES.....	92
TABEAU 4.3 MESURES DE VALIDATION ET VALEURS DE CONTRÔLE.....	97
TABEAU 4.4 MOYENNES DE RAPPORTS TYPQUES DE LIQUEUR MIXTE DU BRM.....	97
TABEAU 5.1 COMPARAISON DES PERFORMANCES DE TRAITEMENT PAR BRM ET PAR D'AUTRES PROCÉDÉS	100
TABEAU 5.2 PERFORMANCES DU BRM COMPARÉES À CELLES DU <i>FLAIR</i>	106
TABEAU 5.3 ANALYSE ÉCONOMIQUE DE L'IMPLANTATION D'UN BRM POUR UNE STATION <i>BIOFERTILE</i> COLLECTIVE DE 80 M ³ /D	111

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 (ADAPTÉ DE METCALF & EDDY, 2003; STEPHENSON ET AL., 2000).....	15
FIGURE 2.3 SCHÉMA DE FONCTIONNEMENT D'UN MODULE PLAN (ADAPTÉ DE METCALF & EDDY, 2003)	17
FIGURE 2.4 ISOMÉTRIE ET VUE EN COUPE D'UN MODULE SPIRALÉ (ADAPTÉ DE METCALF & EDDY, 2003)...	18
FIGURE 2.4 MEMBRANE À FIBRE CREUSE (ADAPTÉ DE ZENON, 2004)	19
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) ...	23
FIGURE 2.6 SCHÉMA D'UN BRM AVEC INCLUSION D'UNE ZONE ANOXIE SÉPARÉE (ADAPTÉ DE CÔTÉ ET AL., 1997).....	27
FIGURE 3.1 SCHÉMA FONCTIONNEL DE LA CHAÎNE <i>BIOFERTILE</i> ET POINTS DE PRÉLÈVEMENTS.	31
FIGURE 3.2 MODULE MEMBRANAIRE ZW-1	33
FIGURE 3.3 SCHÉMATISATION DU MODULE ZW-1 (ADAPTÉ DE ZENON, 2001).	34
FIGURE 3.4 SCHÉMA DU BRM LORS DE L'ÉTAPE 0.....	38
FIGURE 3.5 MONTAGE EXPÉRIMENTAL	39
FIGURE 3.6 SCHÉMA DU BRM LORS DE L'ÉTAPE 1	40
FIGURE 3.7 SCHÉMA DU BRM LORS DES ÉTAPE 2, 3 ET 4	42
FIGURE 3.8 VUE EXTÉRIEURE DU CEPP (PHOTO PRISE PAR M. ANDRÉ LAVERGNE).....	44
FIGURE 3.9 SCHÉMA DU PROCÉDÉ <i>BIOFERTILE</i> UTILISÉ AU CEPP :	46
FIGURE 3.10 BIORÉACTEUR À MEMBRANES IMMERGÉES ZEEWEED® ZW-10 (PHOTO PRISE PAR ZENON ENVIRONMENTAL INC)	47
FIGURE 3.11 SCHÉMA DU MODULE MEMBRANAIRE ZW-10 (ADAPTÉ DE (ZENON ENVIRONMENTAL INC. 2003))	49
FIGURE 3.12 PHOTO DE MEMBRANES À FIBRES CREUSES ZEEWEED® (ZENON 2004)	50
FIGURE 3.11 SCHÉMA DE L'INSTALLATION POUR LA PHASE DC1-A	55
FIGURE 3.12 SCHÉMA DE L'INSTALLATION POUR LA PHASE DC1-B	56
FIGURE 3.13 SCHÉMA DE L'INSTALLATION POUR LA PHASE PP	57
FIGURE 4.4 SUIVI ANALYTIQUE POUR LA PHASE 3	71

FIGURE 4.5 BILAN MASSIQUE DE LA PHASE 2	72
FIGURE 4.6 BILAN MASSIQUE DE LA PHASE 3	73
FIGURE 4.7 SUIVI ANALYTIQUE POUR LA PHASE 4.....	75
FIGURE 4.8 COMPOSÉS AZOTÉS DISSOUS ET TEMPÉRATURE PENDANT LA PHASE 2.....	76
FIGURE 4.9 COMPOSÉS AZOTÉS DISSOUS ET TEMPÉRATURE PENDANT LA PHASE 3.....	77
FIGURE 4.10 ENLÈVEMENT DES ORTHOPHOSPHATES PAR L'ALUN	78
FIGURE 4.11 COURBES DE DISTRIBUTION DE FRÉQUENCES DES MES POUR LES PHASES DC1-A & DC1-B ; A) À L'AFFLUENT ET B) À L'EFFLUENT	80
FIGURE 4.12 COURBES DE DISTRIBUTION DE FRÉQUENCES DES MES POUR LA PHASE PP ; A) À L'AFFLUENT ET B) À L'EFFLUENT	81
FIGURE 4.13 ÉVOLUTION DE LA CONCENTRATION DE LIQUEUR MIXTE ET DES MATIÈRES VOLATILES EN SUSPENSION DANS LE RÉACTEUR	82
FIGURE 4.14 DCO À L'AFFLUENT ET L'EFFLUENT	83
FIGURE 4.15 TAUX DE CHARGEMENT DE DCO ET RAPPORT F/M	83
FIGURE 4.16 AMMONIAQUE À L'AFFLUENT ET L'EFFLUENT	84
FIGURE 4.17 NITRATES À L'AFFLUENT ET L'EFFLUENT	85
FIGURE 4.18 AZOTE KJELDAHL TOTAL À L'AFFLUENT ET L'EFFLUENT	85
FIGURE 4.19 PHOSPHORE TOTAL À L'AFFLUENT ET L'EFFLUENT	86
FIGURE 4.20 PHOSPHATES À L'AFFLUENT ET L'EFFLUENT.....	86
FIGURE 4.21 pH À L'AFFLUENT ET L'EFFLUENT.....	87
FIGURE 4.22 COLIFORMES FÉCAUX À L'AFFLUENT.....	87
FIGURE 4.23 ÉVOLUTION DE LA PRESSION TRANSMEMBRANAIRE	88
FIGURE 4.24 FLUX ET DIFFÉRENCE DE PRESSION DURANT LES DIFFÉRENTES PHASES	89
FIGURE 4.25 ÉVOLUTION DE LA PERMÉABILITÉ RELATIVE	90
FIGURE 4.26 CONCENTRATIONS DE MINÉRAUX	93
FIGURE 4.27 RÉSULTATS DES BILANS MASSIQUES DE LA PHASE DC1-B.....	95
FIGURE 4.28 RÉSULTATS DES BILANS MASSIQUES DE LA PHASE PP	96

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 <i>Biofertile</i>
DCO	Demande chimique en oxygène
DCOt	Demande chimique (totale) en oxygène
DCOf	Demande chimique (filtrée) en oxygène
F/M	Rapport éléments nutritifs - biomasse
F _w	Flux mesuré
F _{w20}	Flux mesuré (normalisé à 20°C)
HRT	« Hydraulic retention time », temps de rétention hydraulique
K _w	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 matières en suspension dans la liqueur mixte
MLT	Moyenne à long terme
MLVSS	« Mixed liquor volatile suspended solids », concentration de matières volatiles en suspension dans la liqueur mixte
MVES	Matières volatiles en suspension
NH ₄ -N	« Ammonium nitrogen », azote ammoniacal
NTK	Azote total Kjeldahl
N _{tot}	Azote total
OER	Objectif environnemental de rejet
o-PO ₄	ionique
PAEF	Plan agro-environnemental de fertilisation
ppm	Parties par millions (mg/L)
PP, Polipur	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 », matières totales en suspension
TRB	Temps de rétention des boues
TKN	« Total Kjeldahl nitrogen », azote total Kjeldahl
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 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 améliorer les performances.

Ce projet comporte deux étapes : pré faisabilité 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 OBJECTIF

L'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 ou pour la réutilisation hygiénique à l'intérieur même de la ferme. Les travaux ont été réalisés en laboratoires à l'École Polytechnique de Montréal et 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. Une étude technico-économique préliminaire a aussi été réalisée pour situer l'intérêt d'intégrer un BRM dans la chaîne *Biofertile*.

CHAPITRE 2 : REVUE DE LITTÉRATURE

2.1 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 dûes être 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 absorbé 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 comme le méthane et le dioxyde de carbone, de gaz causant des pluies acides comme l'ammoniaque ainsi que de gaz toxiques et malodorants comme le sulfure d'hydrogène. 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 et à titre de prévention des 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 engraissement	3,2	4 200	3 400	1035	4
Truies et porcelets non sevrés	2,0	2 600	2 200	810	3

2.3 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 engraissement alors qu'environ 8 mètres cubes de lisier sont produits quotidiennement par une ferme de type naisseur-finiisseur (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 soit individuellement à la ferme, soit 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 • Le phosphore est concentré dans les boues • Capacité variable à extraire le phosphore • Épandage plus uniforme • Boues non stabilisées • Nécessite de dupliquer les techniques d'entreposage, de manutention et d'épandage
Procédé Séquencia (Aliments Breton)	Tamis et flocculateur avec ajout de polymères	
Décanteur Centrifuge (Alfa-Laval, Westfalia, Pieralisi)	Décanteur centrifuge	
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 aérobie (BIO-DEC)	<ul style="list-style-type: none"> • Traitement complet du lisier (voir la section Séchage thermique des solides)
INRS – Institut Armand-Frappier	Biotraitement aérobie 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 aérobie 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)	Traitement biologique aérobie 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 aérobie-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

TRAITEMENT BIOLOGIQUE ANAÉROBIE		
BIO-TERRE* (Bio-terre Systems Inc.)	Digestion anaérobie 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 engrais 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 engrais organiques granulés

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

2.4 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)

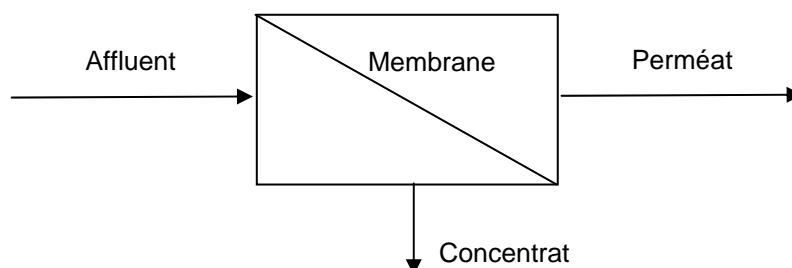


Figure 2.1 Schéma général d'un procédé membranaire

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

École Polytechnique

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	Tamassage	Macropores ($>0,05 \mu\text{m}$)	0,08 – 2,0	MES, turbidité, protozoaires, certaines bactéries et virus
Ultrafiltration	Différence de pression hydrostatique	Tamassage	Mésopores (0,002 - 0,05 μm)	0,005 – 0,2	Macromolécules, particules colloïdales, plupart des bactéries, certains virus, protéines
Nanofiltration	Différence de pression hydrostatique	Tamassage, 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
Électrodialyse	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.

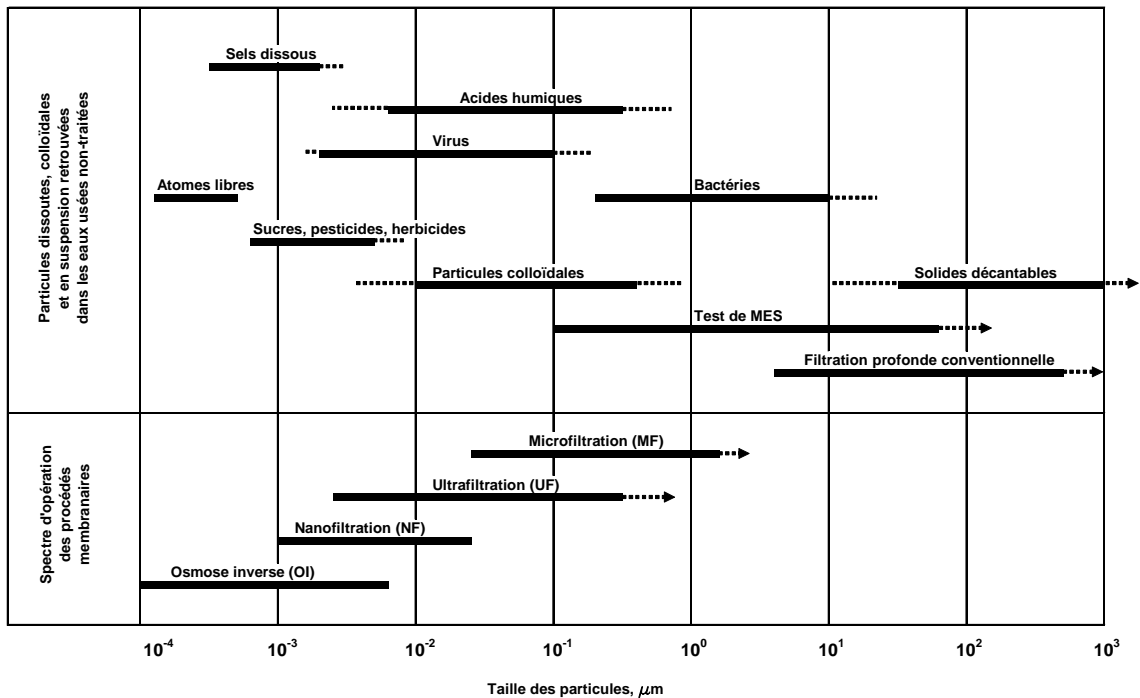


Figure 2.2 Comparaison des intervalles d'opération des procédés membranaires et des principaux constituants des eaux usées (adapté de Metcalf & Eddy, 2003; Stephenson et al., 2000)

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.

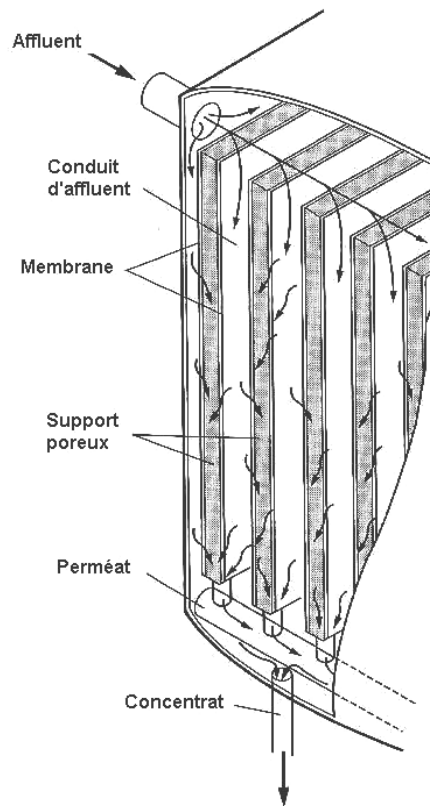


Figure 2.3 Schéma de fonctionnement d'un module plan (adapté de Metcalf & Eddy, 2003)

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.

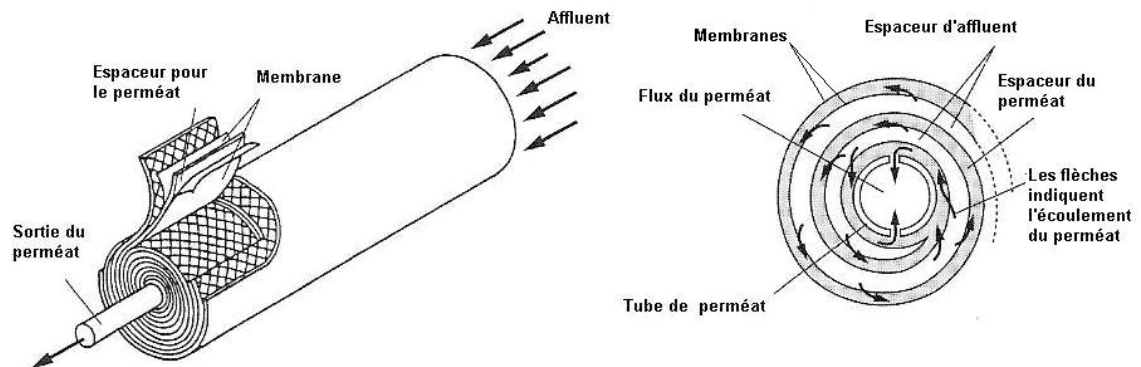


Figure 2.4 Isométrie et vue en coupe d'un module spiralé (adapté de Metcalf & Eddy, 2003)

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).

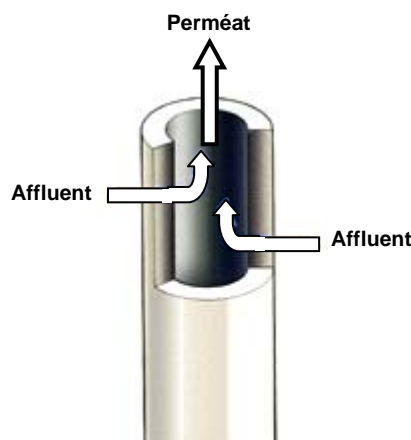


Figure 2.4 Membrane à fibre creuse (adapté de ZENON, 2004)

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 floccs 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 floes de plus petites tailles. 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).

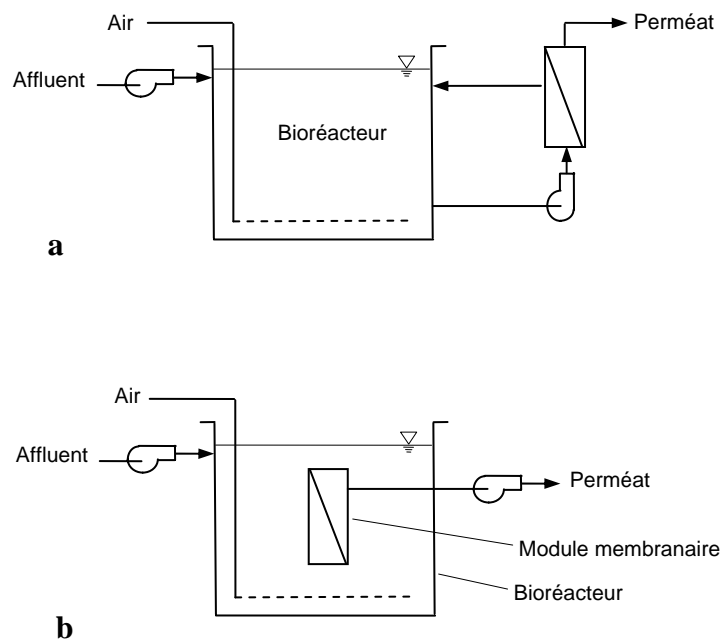


Figure 2.5 Schémas de bioréacteurs à membranes : a) bioréacteur à membranes en boucle externe, et b) bioréacteur à membranes immergées (adapté de Metcalf & Eddy, 2003)

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	$\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$	1,2 – 3,2
MLSS	mg/L	5 000 – 20 000
MLVSS	mg/L	4 000 – 16 000
F / M	$\text{g DCO}/(\text{g MLVSS} \cdot \text{d})$	0,1 – 0,4
TRB	d	5 - 20
TRH	h	4 - 6
Flux	$\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$	600 – 1 100
Succion 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 effectuée 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.

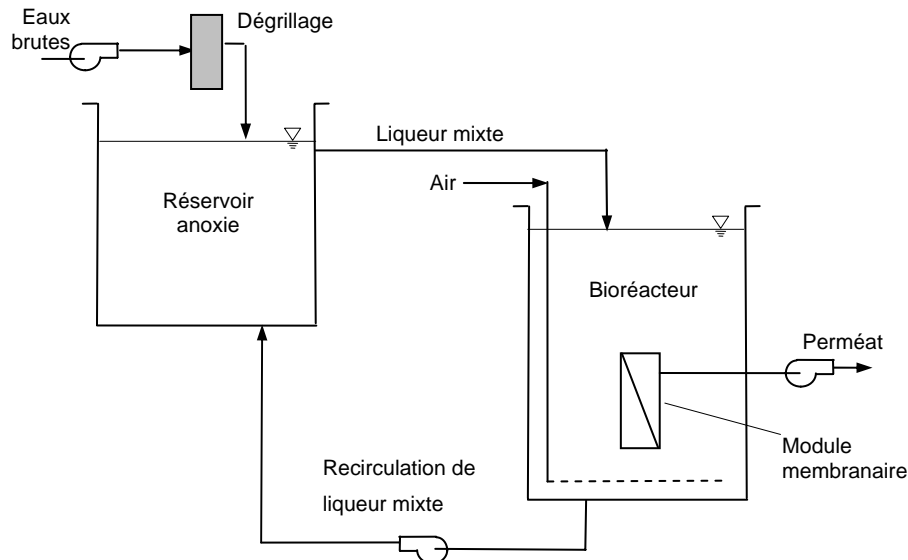


Figure 2.6 Schéma d'un BRM avec inclusion d'une zone anoxie séparée (adapté de Côté et al., 1997)

Avec une configuration de BRM avec aération intermittente, l'efficacité de la dénitrification est liée 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/N_{tot}. Une source de carbone supplémentaire peut être nécessaire si le rapport DBO/N_{tot} 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 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, anaérobie & 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

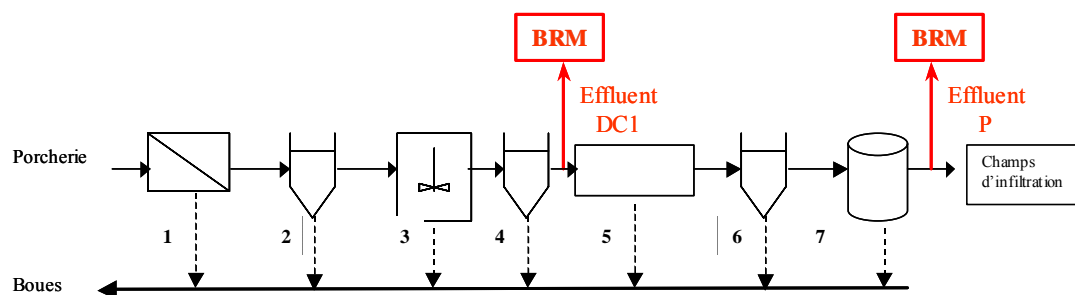
CHAPITRE 3 : MATÉRIEL ET MÉTHODES

3.1 ÉTUDE EN LABORATOIRE

3.1.1 Affluent : prélèvement

Les liquides à traiter étaient issus du Centre d'Excellence en Production Porcine (CEPP), localisé à Saint-Anselme dans la région de Québec, où, depuis 1999 a été mis en place une vitrine technologique (la Solution *Biofertile*) pour le traitement complet du lisier de porc (azote, phosphore, éléments pathogènes et odeurs) [Envirogain, 2003 #83]. La chaîne de traitement vise la production d'un biofertilisant et d'un effluent liquide faiblement chargé réutilisé pour le rinçage des dallots, le surplus étant utilisé pour irrigation ou rejet au cours d'eau. Pour optimiser les performances d'un digesteur aérobique (traitement par aération), des composantes lui ont été jumelées, soit : séparation solide/liquide, le traitement des odeurs et des rejets gazeux du procédé jumelé à un pré-polissage du liquide (Flair) et enfin le polissage (Polipur).

L'objectif originel était d'évaluer l'intégration d'un bioréacteur à membranes immergées dans la Filière *Biofertile*, en complément ou en remplacement des fonctions de traitement effectuées par le Flair et le Polipur, dans le but d'améliorer l'efficacité du traitement des effluents liquides (Comeau *et al.*, 2003). Ainsi, deux points de prélèvements ont été déterminés : l'effluent du décanteur 1 (DC1, Fig. 3.1) et l'effluent du Polipur (P, Fig. 3.1).



1. Séparateur ; 2. Bassin d'égalisation ; 3. Bioréacteur ; 4. Décanteur 1 ; 5. Flair ; 6. Décanteur 2 ; 7. Polipur

Figure 3.1 Schéma fonctionnel de la chaîne *Biofertile* et points de prélèvements.

L'intérêt de prélèvements à différents points du traitement est de pouvoir évaluer la capacité du bioréacteur à traiter des effluents de qualité variable et de déterminer à quel niveau de la chaîne *Biofertile* celui-ci serait susceptible de mieux s'intégrer pour améliorer les performances. Le Tableau 3.2 présente un calendrier des arrivages et périodes d'utilisation des différents lots d'effluents utilisés lors des expérimentations. Pour chaque étape, il a été utilisé, dans la mesure du possible, des lots d'effluents fraîchement prélevés afin de minimiser le vieillissement anaérobie dans la chambre froide ($T = 4^{\circ}\text{C}$) où les effluents étaient entreposés.

Tableau 3.1 Calendrier des périodes d'utilisation des lots d'affluents.

Phase	Affluent	Phase (a)	HRT (h)	Lavage chimique	Durée	2003		2004						
						Nov	Déc	Jan	Fév	Mar	Avr	Mai	Jun	Jul
0	P	ss r-l.	12	Oui	50	—	—							
1	DC1	ss r-l.	6	Oui	30				—	—				
2	DC1	av r-l.	8.9	Oui	52						—	—		
3	DC1	av r-l.	3.9	Oui	17							—		
4	P	av r-l.	4.3	Oui	30								—	—

(a) ss r-l. : sans rétro-lavage

av r-l. : avec rétro-lavage

L'effluent issu du Polipur était d'une qualité remarquable, ce qui a limité l'analyse de l'efficacité de traitement par le BRM. De plus, l'absence de coliformes ne permettra pas d'évaluer l'efficacité d'hygiénisation des BRM. Néanmoins, l'effluent du Polipur permet l'obtention d'indications précieuses lors du test préliminaire (pré faisabilité, mise au point du procédé, etc.). L'effluent du décanteur suivant le bioréacteur (DC1), quant à lui, contenait des charges en MES, MVES et DCO beaucoup plus élevé et permettra d'appliquer aux BRM des conditions plus difficiles et déterminera avec plus d'acuité les limites et la robustesse du procédé.

3.1.2 Le module ZW-1

Conçu pour l'étude en banc d'essai laboratoire, le module ZeeWeed[®]-1 (ZW-1) de Zenon est une unité de filtration membranaire compacte permettant l'acquisition de données de performances préliminaires avant la mise en place d'un pilote. Le module fonctionne avec un mode d'écoulement de l'extérieur vers l'intérieur de la membrane grâce à l'application d'une succion (7 kPa à 55 kPa) qui permet de guider le liquide à travers la surface membranaire vers le centre de la fibre créant ainsi un différentiel de pression entre l'intérieur et l'extérieur du matériau filtrant. Les solides d'une taille supérieure à celle des pores de la membrane sont donc rejetés à la surface de celle-ci. L'eau filtrée, quant à elle, est conduite à l'extérieur de la fibre et reconditionnée.

La principale caractéristique technique réside dans l'utilisation du même type de membranes à fibres creuses que celles utilisées dans l'unité ZW-500 utilisée à grande échelle (Fig. 3.2). Néanmoins, les fibres du ZW-1 sont plus courtes et plus tendues que dans les modules de plus grandes tailles dans lesquels il est donné plus de liberté aux fibres afin de favoriser leur mouvement, ce qui implique, en outre, des différences significatives dans le modèle d'aération. Ainsi, pour toutes ces raisons, les variables de flux, de pression et de consommation d'énergie ne peuvent être étudiées avec le module ZW-1. Enfin, dans le cas d'une accumulation excessive de solide sur la surface des membranes, l'interprétation des informations reliées à l'encrassement doit être

considérée avec la plus grande prudence (ZENON, 2001). Ces fibres creuses d'un diamètre maximal de 1 mm sont assemblées en faisceaux dans lesquels l'écoulement est laminaire. Le débit de perméation s'écoule de l'extérieur des membranes vers l'intérieur. La surface membranaire du ZW-1 atteint 0.047 m^2 soit 1000 fois moins qu'un module ZW-500.



Figure 3.2 Module membranaire ZW-1

Le module ZW-1 comporte un tube d'entrée pour l'aération qui peut servir de point de support pour maintenir l'unité en suspension dans le réacteur ainsi qu'une sortie pour le débit de perméation et le contrôle la pression de succion (Fig. 3.3 et 3.4).

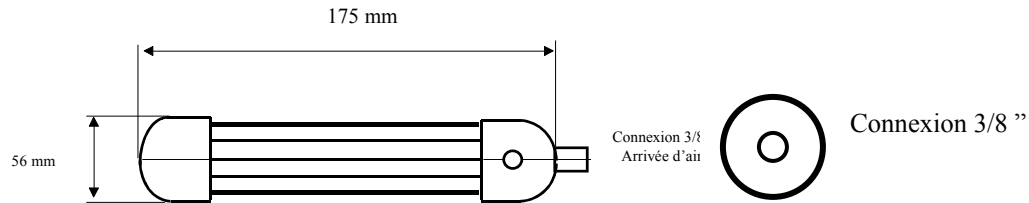


Figure 3.3 Schématisation du module ZW-1 (adapté de Zenon, 2001).

L'alimentation en air est nécessaire pour préserver une agitation constante des membranes, mais aussi pour activer la remédiation biologique à l'intérieur du réacteur dans lequel elles sont utilisées. Un système d'élimination des huiles contenues dans l'air comprimé a été ajouté afin d'éviter d'endommager les membranes. Un rotamètre permet de contrôler le débit d'air qui est appliqué aux membranes. Les membranes du module ZW-1 doivent rester humides EN TOUT TEMPS, ainsi, pour un stockage à court terme, les membranes doivent être conservées dans l'eau. Le tableau 3.2 reprend les caractéristiques générales du module ZW-1 et des membranes qui le constituent.

Tableau 3.3 Caractéristiques du système et recommandations de Zenon.

	Caractéristiques	Unité	Valeur
Système	Débit du système	L/d	20 - 100
	Configuration des membranes	-	Module à immersion totale
	Volume du réservoir de traitement	L	2 - 20
	Volume du réservoir de rétro-lavage	L	1 - 2
Membrane	Diamètre externe	mm	2
	Type	-	supporté, non-ionique, hydrophile
	Diamètre nominal des pores	µm	0,04
Module	Surface effective des membranes	m ²	0,047
	Longueur du module	cm	17,5
	Diamètre du module	cm	5,8
	Volume de rétention	mL	10
Opération Système	Pression maximale de perméation	bar	0,6
	Pression transmembranaire d'opération	bar	0,07 - 0,55
	Plage de débit de perméation	mL/min	5 - 25
	Pression de rétro-lavage maximale	bar	0,7
	Débit d'air maximal	m ³ /h	1,8
	Température maximale d'opération	°C	40
	Plage de pH (opération)	-	5 - 9
	Plage de pH (lavage)	-	2 - 10,5
	MES en alimentation maximale	mg/L	25 000

Les résultats obtenus avec le module ZW-1 ne permettent pas d'effectuer une mise à l'échelle directe au niveau pilote. Seules les données sur la qualité du perméat peuvent être projetées avec un degré de confiance acceptable. Ainsi, les données hydrauliques brutes doivent être interprétées avec réserve (évolution des débits, de la pression transmembranaire, etc.). Néanmoins, il est tout à fait possible d'évaluer l'impact d'un paramètre sur un autre (par exemple : effet de la fréquence des lavages à contre-courant et de leur durée sur un autre paramètre spécifique) (Behmann, 2004).

3.1.3 Réservoir de liquide d'alimentation

Le réservoir d'alimentation en liquide est constitué d'un baril de 200 L maintenu à température basse pour éviter toute recroissance à l'intérieur de celui-ci. Un système de réfrigération (Fischer Scientific, Isotemp 3013) utilise un mélange eau-glycol (50/50) afin de maintenir une température inférieure à 5 °C dans la réserve d'affluent. Le baril

d'alimentation est mélangé mécaniquement grâce à une tige d'agitation dotée de 2 pales reliées à un moteur (Pacific Scientific, 1750 rpm, 1/3 H.P.) raccordé lui-même à un variateur de vitesse (Reliance Electric. VS Drive DC2 Motor Controller).

3.1.4 Pompes

Les pompes de perméation et d'alimentation utilisées (Cole Parmer Instruments Co., Model 7553-20, -30, -70 et -80, 1-100 rpm et 6-600 rpm) sont des pompes péristaltiques à vitesse variable reliées à des contrôleurs de vitesse (Cole Parmer) dont l'échelle de débit s'étend de 0.18 à 3 L/h. Les têtes de pompes (ionique, Model 7018-20 avec tuyaux ionique, diamètres variables de 16 à 25 po) permettent d'atteindre les plages de débits visés lors des différentes étapes du projet.

3.1.5 Réservoir de traitement

Le réservoir de traitement est une cuve de plastique cylindrique de 10L dans laquelle a été ménagée plusieurs ouvertures :

- Au sommet de la cuve, une cartouche de charbon activé a été installée afin de prévenir toute nuisance odorante ;
- À une hauteur correspondante à un volume de liquide de 3 L, un robinet permettait d'effectuer des prélèvements de liqueurs mixtes ;
- L'alimentation du BRM s'effectuait par la base de la cuve.

3.1.6 Alimentation en air

De l'air est injecté dans le support membranaire pour le décapage des fibres membranaires ainsi que l'oxydation biologique à l'intérieur du réacteur. L'air est issu d'une ligne d'air comprimé (exempt d'huile) dont le débit a été fixé à 15 L/min.

3.1.7 Conditions expérimentales

Les conditions opératoires imposées au laboratoire sont présentées dans le tableau 3.4. Pour chacune des phases, les BRM opéraient à des flux constants.

Tableau 3.4 Conditions expérimentales imposées au laboratoire.

	Paramètre	Unité	Valeur				
	Phase	-	0	1	2	3	4
	Durée	d	50	30	52	17	30
Caractéristiques du BRM	V _{tot,colonne}	L	10.5				
	V _{util,colonne}	L	6				
	Surface membranaire	m ²	0.047				
Conditions d'opération	TRH	h	12	6.0	9.1	3.7	4.3
	Flux de perméation	l/(m ² .h)	10.6	21.2	14.8	31.4	29.1
	TRB	-	infini (pas de soutirage de boues)				
	TMP _{moy}	kPa	6.4	26.6	11.4	33.0	30.4
	Affluent (fig.1)	-	P	DC1	DC1	DC1	P
	Aération	L/min	15				
Nettoyage des membranes	Rétro-lavage	-	Non	Non	Oui	Oui	Oui
	Lavage chimique	-	Oui	Oui	Oui	Oui	Oui

Le lavage chimique consistait en un nettoyage au NaOCl : les membranes pendant 5 heures dans une solution contenant 200 ppm de NaOCl. Après chaque nettoyage, les membranes étaient rincées puis réinstallées dans le bioréacteur. Le lavage à l'acide citrique est utile dans le cas d'un encrassement inorganique, mais l'efficacité des lavages au NaOCl ayant prouvé leur efficacité lors des expériences, aucun lavage de ce type n'a été entrepris. Lors des phases 2, 3 & 4, un système de nettoyage à contre-courant a été installé

3.1.8 Montage de l'étape préliminaire

Un premier type de configuration a été utilisé pour l'étape préliminaire de mise en marche des BRM et de test préalable de celui-ci (Fig. 3.5). Le réacteur fonctionnait soit avec un décanteur à la sortie du trop-plein, soit avec un retour du trop-plein vers le baril d'alimentation. Ces deux configurations sont dues à l'absence de contrôle au niveau du débit d'alimentation, celui-ci a été fixé à une valeur légèrement supérieure au débit de perméation pour éviter les risques de vidange de la colonne.

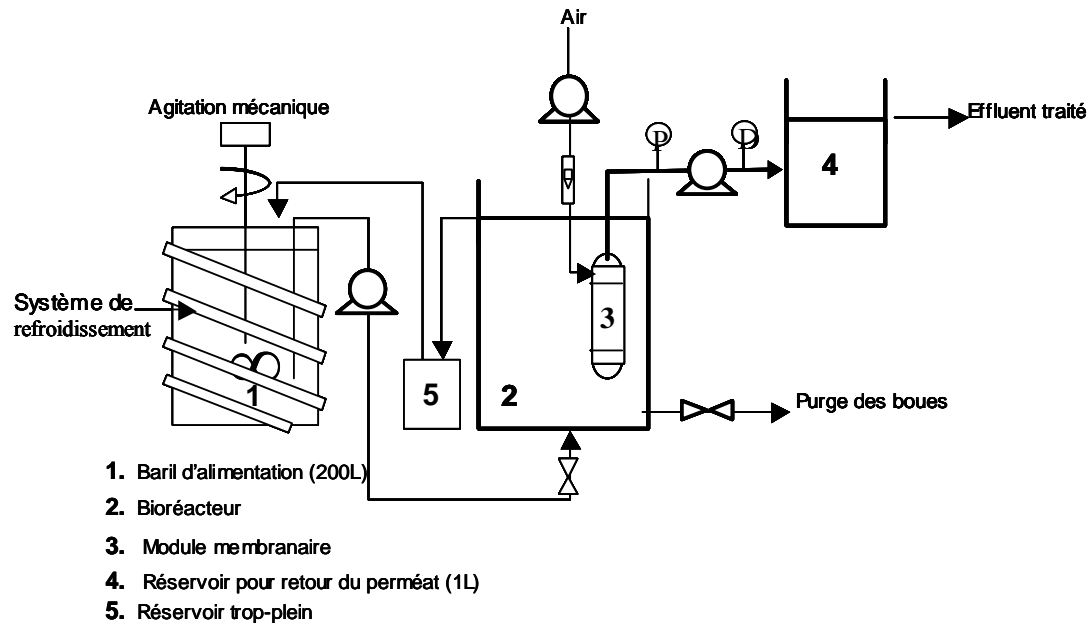


Figure 3.4 Schéma du BRM lors de l'étape 0.

Ce montage a permis de se familiariser avec l'utilisation du module membranaire ainsi d'obtenir une série de résultats préliminaires afin de confirmer la possibilité d'utiliser un BRM pour le traitement d'un effluent d'origine porcine.

3.1.9 Observations générales

Quelques jours après le début de l'expérimentation, le bullage maintenu au niveau des membranes a provoqué un phénomène de flottation d'une partie des particules en suspension dans le réacteur. De ce fait et à cause de la présence du système de trop-plein en tête de colonne nécessaire pour la régulation du niveau de liquide dans la colonne, une partie non mesurable de la biomasse contenue dans le réacteur retournait dans le baril d'alimentation. L'ajout à la sortie du trop-plein d'un baril de décantation n'a pas permis de résoudre le problème.

3.1.10 Test de coagulation

L'ajout de coagulant (alun) visera à obtenir un rapport Al/P optimal pour l'élimination des orthophosphates. Six Béchers de 100 mL chacun sont placés sur une plaque d'agitation réglée à 130 rpm (Fig. 3.6). Après l'ajout initial (Vi) d'alun, cinq (5) minutes d'agitation sont respectées avant une période de décantation de 10 min.

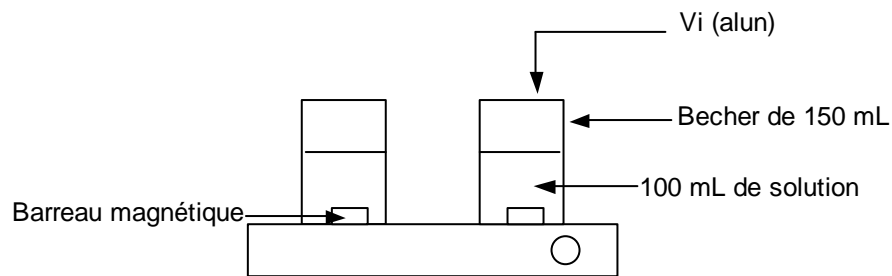


Figure 3.5 Montage expérimental

3.1.11 Montage de la phase 1 : détermination du mode de fonctionnement

Le montage expérimental utilisé lors des tests de détermination du mode de fonctionnement est présenté en Figure 3.6.

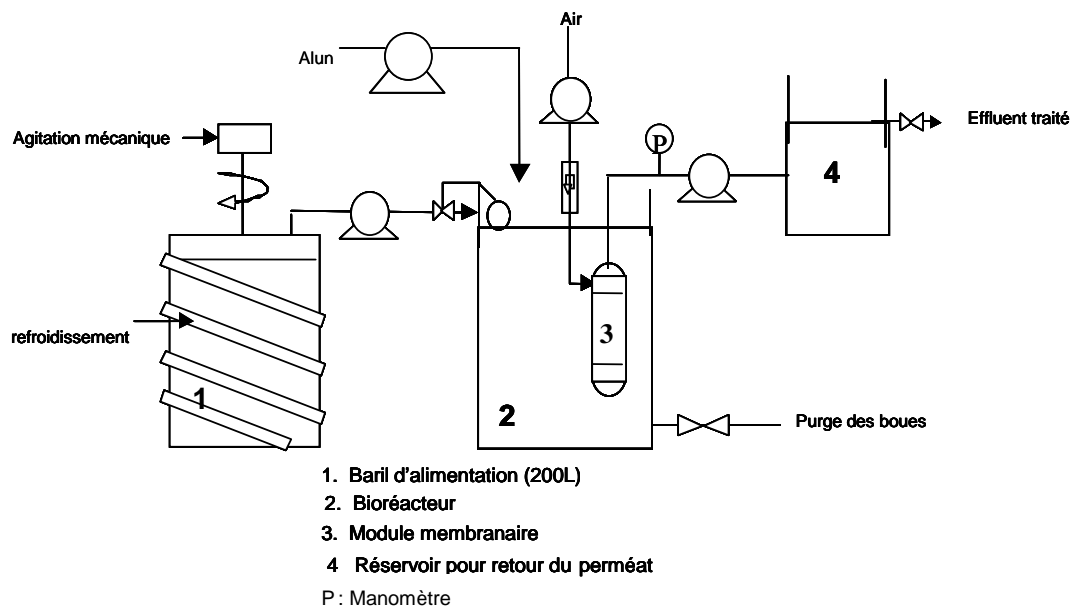


Figure 3.6 Schéma du BRM lors de l'étape 1

L'ajout d'une sonde de niveau (Flowline) a permis de réguler le débit d'entrée de façon à maintenir un niveau de liquide constant à l'intérieur du BRM. Un système de contrôle relié à la sonde de niveau joue le rôle d'interrupteur sur la pompe d'alimentation. L'action du Polipur était simulée par l'ajout d'alun en tête du réacteur à un débit de 0.04 mL/min. L'expérimentation a été réalisée en deux phases principales. Durant la première phase (jour 0 à 11), le nettoyage des membranes était de type chimique, 3 lavages ont été effectués pendant cette phase. Durant la seconde phase (jour 15 à 23), une série de rétrolavage quotidien a été mis en place. Afin de prévenir l'encrassement des membranes, plusieurs mode de nettoyage ont été testés : lavage au NaOCl, nettoyage à contre-courant avec du perméat et lavage à l'acide citrique. Le nettoyage au NaOCl consiste en un trempage des membranes pendant 5 heures dans une solution contenant 200 ppm de NaOCl. Après chaque nettoyage, les membranes pouvaient fonctionner 2.5 jours en moyenne avant que l'encrassement ne devienne de nouveau problématique. Ainsi, le lavage impose une immobilisation équivalente à 10% du temps de fonctionnement.

Le nettoyage des membranes à contre-courant consistait à inverser le sens de l'écoulement afin de décoller les particules qui bouchent les pores des membranes. Lorsque la pression dépassait une valeur de consigne (40 kPa), un rétrolavage était effectué pendant environ 20min avant de redémarrer filtration. Le rétro-nettoyage imposait une interruption de moins de 5% du temps de fonctionnement.

3.1.12 Montage des phases 2, 3 & 4 : optimisation avec rétrolavage

Par rapport au montage de la phase 1, un système de rétrolavage séquentiel a été ajouté pour les phases 2, 3 et 4 (Fig. 3.7). Ce système, contrôlé par un boîtier de programmation (Chrontrol, XT-4 Table Top Timers), a permis de pouvoir inverser le flux de perméation d'une façon régulière et ceci afin d'améliorer l'efficacité de fonctionnement du BRM (Tableau 3.5). En effet, le rétrolavage s'il est appliqué de façon cyclique possède plusieurs avantages :

- Il permet premièrement une relaxation de la pression transmembranaire et facilite le décolmatage des particules encrassantes de la surface membranaire par gradient de concentration (lors de l'arrêt de la suction) (Hong *et al.*, 2002) ;
- Il permet un décollement de la matière encrassante de la surface des membranes grâce au flux de liquide ;
- Il permet de limiter indirectement la fréquence des nettoyages chimiques et diminue le temps d'interruption du BRM.

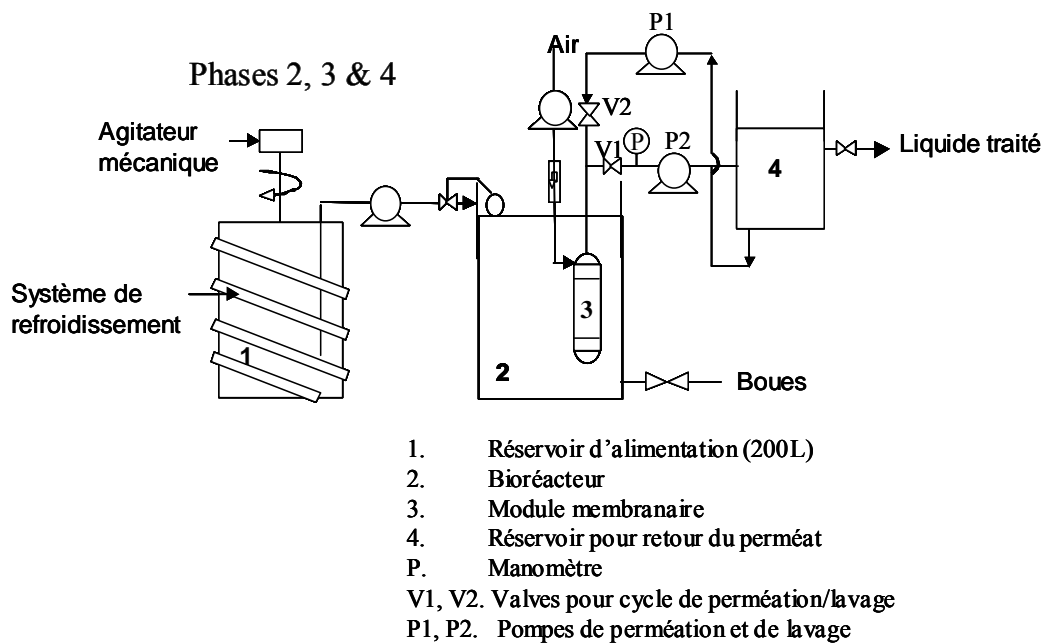


Figure 3.7 Schéma du BRM lors des étapes 2, 3 et 4

Tableau 3.5 Protocole de rétrolavage

		Filtration		Relaxation		Rétro-lavage	Relaxation	
		0'	0' 5"	9' 15"	9' 20"	9' 25"	9' 55"	10' 00"
Valves	V1	Marche (ou ouverture)			Arrêt (ou fermeture)			
	V2	Arrêt (ou fermeture)			Marche (ou ouverture)			
Pompes	P1	Marche (ou ouverture)			Arrêt (ou fermeture)			
	P2	Arrêt (ou fermeture)			Marche (ou ouverture)			

■ Arrêt (ou fermeture)
■ Marche (ou ouverture)

Une cuve de 2 L environ recueillait le perméat avant son déversement par trop-plein dans le baril de sortie afin de servir de réservoir d'alimentation en perméat lors du rétrolavage. Toutes les 10 min, le flux de perméat était ainsi inversé pendant 30 sec.

3.1.13 Analyses et échantillonnage

Des mesures ont été effectuées de façon routinière : la pression de succion (manomètre P de la Fig. 3.8), le débit d'alimentation et le débit de perméation étaient contrôlés journalièrement. Les prélèvements destinés aux analyses (DCO, MES, etc.) étaient effectués de façon régulière sur l'entrée, le concentrat (réacteur, intermédiaire) et le perméat (sortie). Les prélèvements de liquide d'alimentation étaient effectués juste avant l'entrée dans le BRM, ceux de perméat étaient prélevés directement à la sortie du tube et l'échantillonnage de liqueur mixte était effectué à partir du robinet de prélèvement situé à mi-hauteur de la zone utile du réacteur.

Les analyses suivantes ont été effectuées sur l'affluent, le perméat et la liqueur mixte : pH, MES, MVES, MT, MVT, DCOt, DCOf, NTK, NH_4 , NO_3 , Pt, o- PO_4 . Les coliformes fécaux ont été analysés mensuellement. La forte agitation du milieu réactionnel conféré par l'aération des membranes a permis d'obtenir un réacteur complètement mélangé et ainsi permettre un échantillonnage représentatif du milieu réactionnel. Les échantillons étaient prélevés dans des Erlemmeyers de 500 mL avant de répartir le volume soutiré entre les différentes analyses. Pour les analyses ne pouvant être effectuées le jour même (NTK, Pt, NH_4 , NO_3 , Pt, o- PO_4), les échantillons étaient conservés dans des chambres froides à 4°C jusqu'à leur analyse.

3.2 ÉTUDE PILOTE

3.2.1 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 3 m³/jour .



Figure 3.8 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.

3.2.2 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 *Biofertilis* 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).
- Traitement 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.

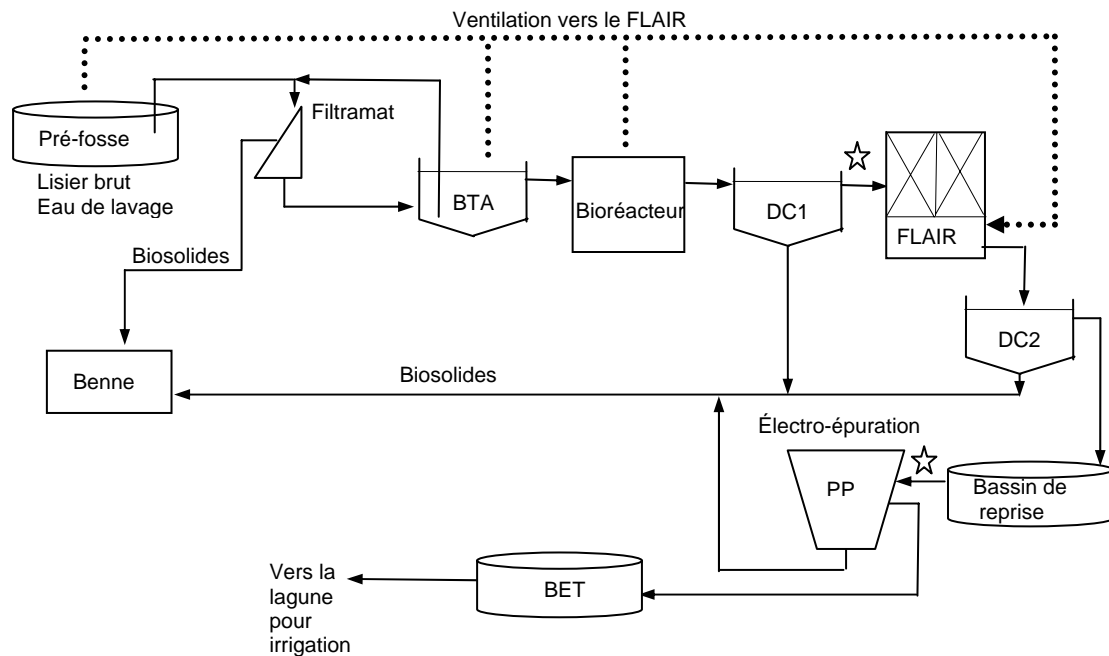


Figure 3.9 Schéma du procédé *BIOFERTILE* utilisé au CEPP :

☆ 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.

3.2.3 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 3.10 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, etc.

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.

3.2.4 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 particulaires 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.

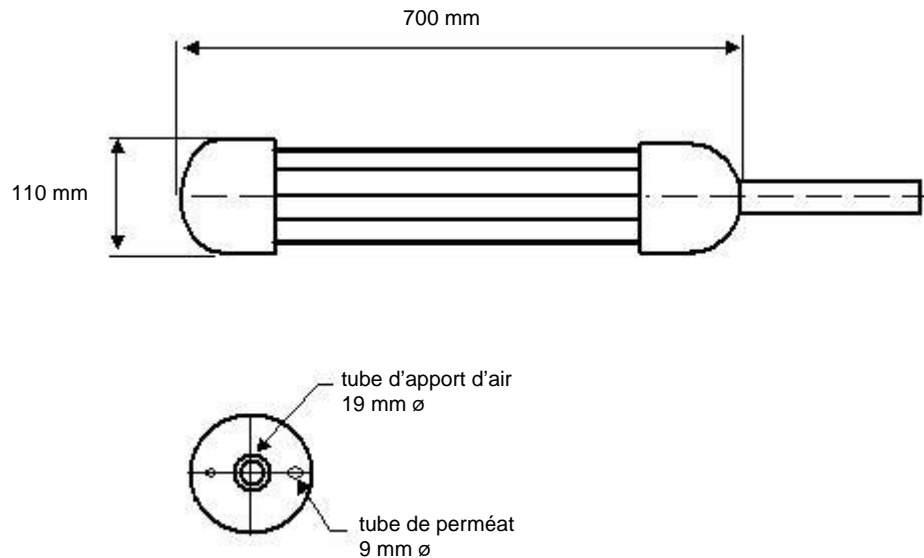


Figure 3.11 Schéma du module membranaire ZW-10 (adapté de (ZENON Environmental Inc. 2003))

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

Le tableau 3.6 énumère les caractéristiques des membranes, du module membranaire ainsi que les limites d'utilisation du système ZW-10.

Tableau 3.6 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

3.2.5 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.

3.2.6 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.

3.2.7 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).

3.2.8 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 ajustée 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 rétrolavage.

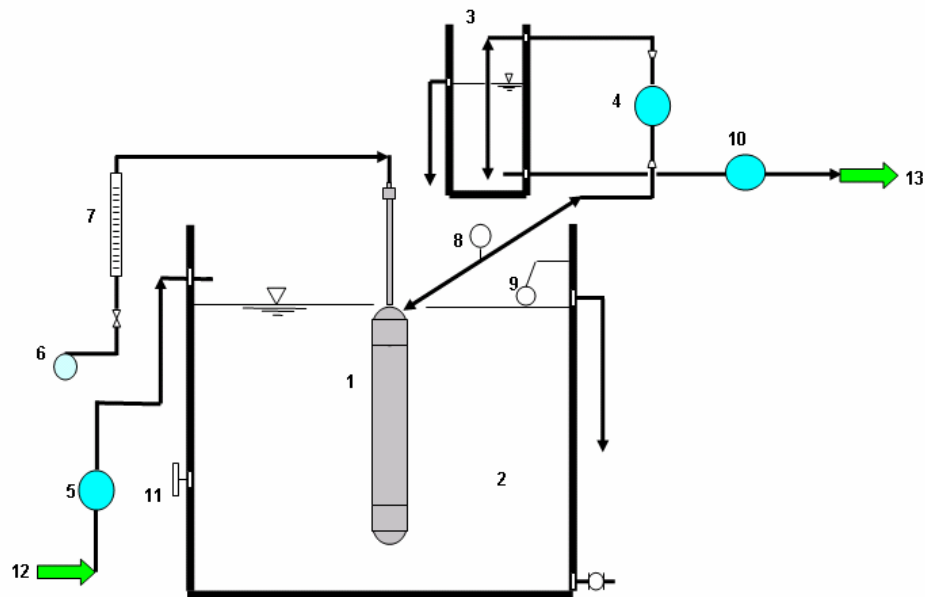
3.2.9 Plan expérimental : phase DC1-a

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 Biofertilisante*, 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 3.9 présentée précédemment illustre à quels endroits ont eu lieu les prélèvements pour alimenter le BRM.

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 3.11. 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 arrêta 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 3.11 Schéma de l'installation pour la phase DC1-a

3.2.10 Plan expérimental : 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 3.12. 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 liqueur 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.

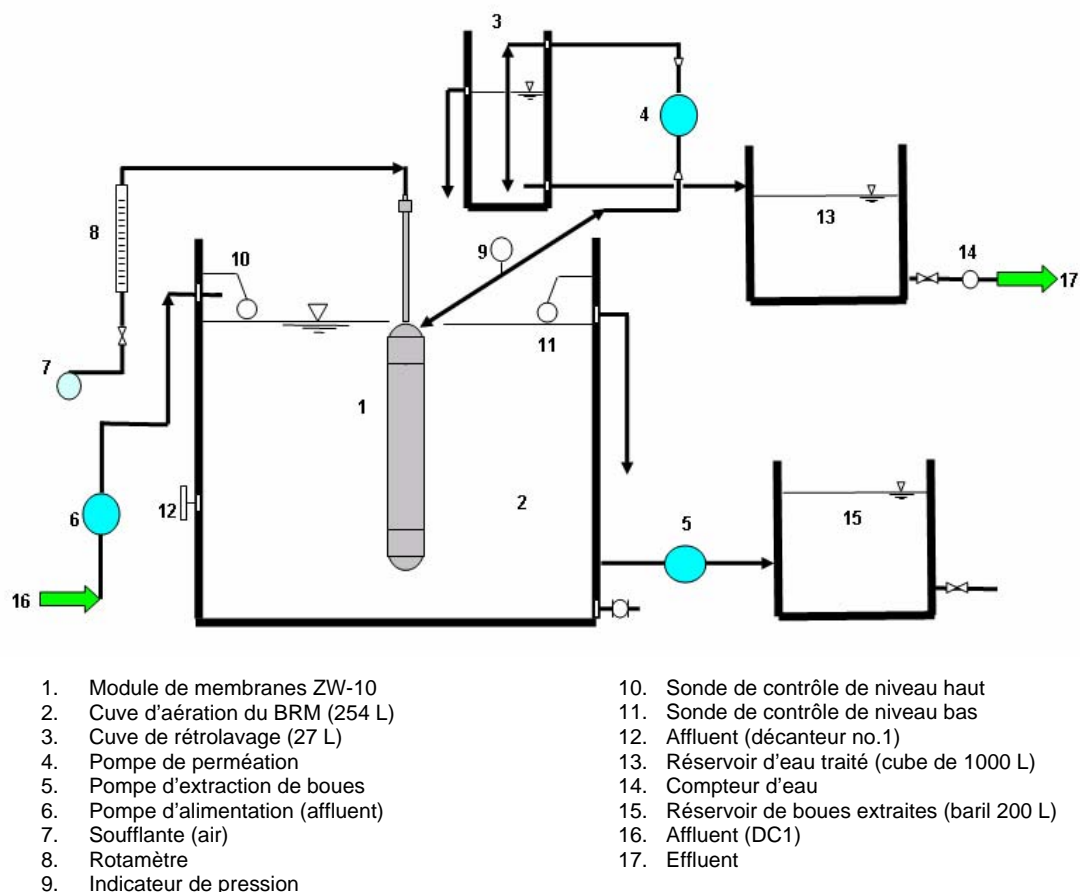
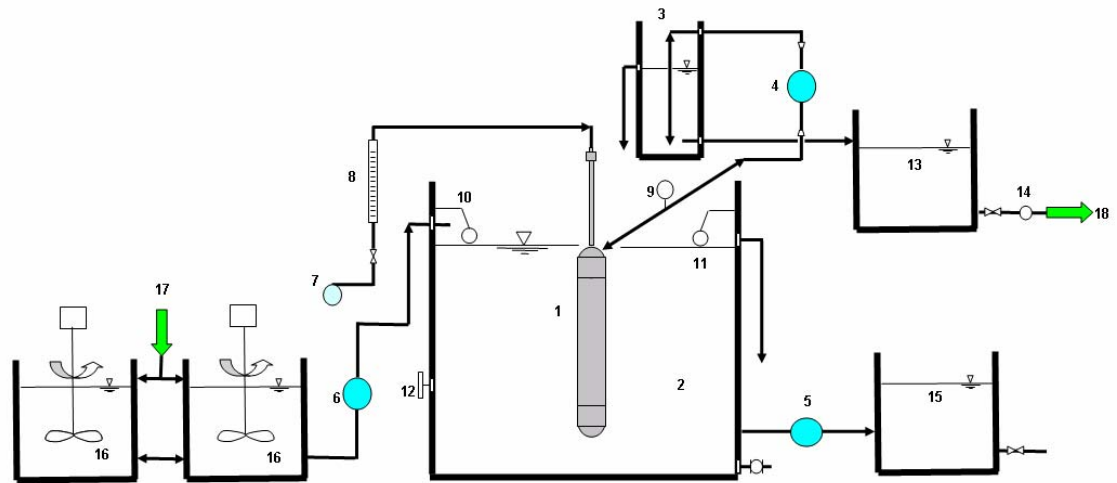


Figure 3.12 Schéma de l'installation pour la phase DC1-b

3.2.11 Plan expérimental : 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 3.13. 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 3.13 Schéma de l'installation pour la phase PP

3.2.12 Conditions expérimentales de l'étude pilote

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 3.7.

Tableau 3.7 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 Polipur
Temps de filtration / temps de rétrolavage	min.	9 / 1	4.5 / 0.5	4.5 / 0.5
Aération	m ³ /(m ² ·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)

3.2.13 Variables contrôlées lors de l'étude pilote

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.

3.2.14 Variables mesurées lors de l'étude pilote

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.

3.2.15 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.

3.2.16 Analyses et 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. Les échantillons filtrés étaient 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 3.8 présente les analyses effectuées et les conditions de conservation des échantillons.

Tableau 3.8 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*
ionique	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.

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 3.9 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>
ionique	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 RÉSULTATS : ÉTUDE EN LABORATOIRE

4.1.1 Caractérisation de l'affluent

Les caractéristiques des différents lots d'affluent utilisés tout au long des expérimentations sont présentés au Tableau 5.1.

Tableau 4.1 Caractéristiques des affluents utilisés lors des expérimentations

			Mesure	DCOt	DCOf	MES	MVES	NTK	NH4	NO3	Pt	o-PO4	pH	Couleur
Phase	Affluent	Lot d'affluent	Unité	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg N/L	mg N/L	mg N/L	mg P/L	mg P/L	-	unités de couleur
0	P	1		238	219	29.4	15.6	11.3	0.3	54.7	22.3	17.6	6.5	575
		2		221	198	29.8	14.3	9.3	0.1	54.6	22.1	17.9	7.0	650
		3		289	253	31.6	11.6	11.4	0.2	53.6	20.5	16.4	7.2	617
		Moy		249	223	30.2	13.9	10.7	0.2	54.3	21.6	17.3	6.9	614
		É-T		36	28	1.2	2.0	1.2	0.1	0.6	1.0	0.8	0.4	38
1	DC1	4		464	262	339	212	55.7	27.5	24	61.1	17	6.9	600
		5		447	246	474	259	51.9	21.5	24.3	48.4	20.9	8.3	-
		6		538	240	823	464	61.6	19.2	22	57.5	14.9	8.0	-
		Moy		483	249	545	312	56.4	22.7	23.4	55.7	17.6	7.7	-
		É-T		48	11	250	134	4.9	4.3	1.3	6.5	3.0	0.7	-
2	DC1	7		485	273	551	350	60	23	5	78	22	8.6	600
		8		480	252	696	482	65	22	17	83	16	8.7	-
		9		509	249	687	484	65	26	20	83	12	8.8	-
		10		424	267	644	454	74	31	17	75	14	9.0	-
		11		332	218	612	467	49	21	16	68	18	8.7	-
		12		397	275	700	552	68	25	20	64	18	8.8	-
		Moy		438	256	648	465	63.5	24.7	15.8	75.2	16.7	8.8	-
		É-T		67	21	59	66	8.5	3.6	5.6	7.8	3.5	0.1	-
3	DC1	13		373	233	653	454	62	25	16	68	30	7.3	-
		14		318	228	650	417	59	16	16	72	20	8.0	-
		15		292	231	647	400	70	22	17	70	25	7.0	-
		16		300	236	648	489	84	29	14	83	30	7.3	-
		Moy		321	232	650	440	68.8	23.0	15.8	73.3	26.3	7.4	-
		É-T		36	3	3	40	11.2	5.5	1.3	6.7	4.8	0.4	-
4	P	17		240	227	53.4	32.2	13.9	15	53	13.1	12.2	8.9	-
		18		240	220	34.4	15.3	13.6	16	53.2	13.1	10.7	8.5	-
		19		247	225	-	-	13.7	7.9	53.4	7.9	6.2	8.8	-
		20		245	220	25.3	10.5	10.9	7	33.1	6.7	5.5	8.7	-
		21		230	216	38.8	20	12.4	6.9	44.5	6.8	4.7	8.4	-
		Moy		240	222	38.0	19.5	12.9	10.6	47.4	9.5	7.9	8.7	-
		É-T		7	4	11.7	9.3	1.3	4.5	8.9	3.3	3.4	0.2	-

L'alimentation en liquide a subi peu de variation en terme de concentration pour les différentes phases traduisant non seulement une homogénéité acceptable entre les différents lots d'affluent mais aussi une agitation efficace au sein du baril d'alimentation. Néanmoins, quelques irrégularités sont à mentionner :

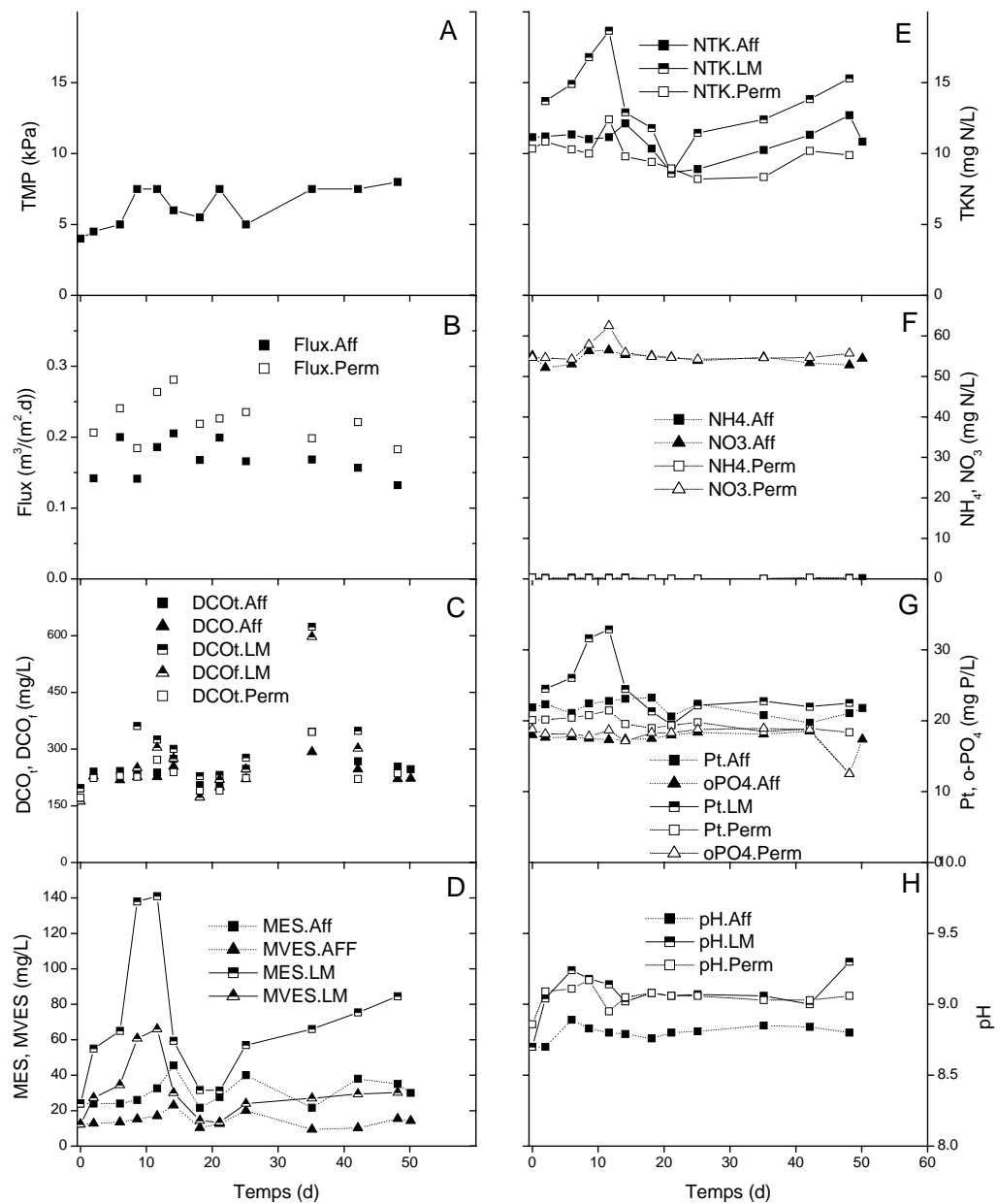
- Les lots de la phase 0 et 4, bien qu'issus du même point de prélèvement présentent des différences notables notamment au niveau de l'ammoniaque, des composés phosphorés (P_t et $o\text{-PO}_4$) et du pH. Ces variations peuvent s'expliquer par le fait que les prélèvements des 2 groupes de lots ont été effectués à 8 mois d'intervalles.
- Lors de la phase 2, on remarque que l'alimentation a subi de larges variations entre les lots 4, 5 et 6 au niveau des MES ($[\text{MES}]_{\text{moy}} = 545 \pm 250$ mg/L) malgré une concentration en DCO_t plutôt stable (483 ± 48 mg/L).

4.1.2 Généralités

L'étude a comporté trois étapes :

- La phase de préfaçabilité (phase 0) a permis de se familiariser avec l'utilisation du module membranaire ainsi que d'obtenir une série de résultats préliminaires afin de confirmer la possibilité d'utiliser un BRM pour le traitement d'un effluent d'origine porcine. De plus, le comportement du BRM a permis de prévoir les modifications et les améliorations susceptibles d'avoir lieu au niveau du procédé ;
- L'étape d'optimisation sans rétrolavage (phase 1) a permis d'évaluer : l'influence du TRH sur les cibles de traitement visées, l'effet de l'ajout de coagulant sur le traitement et l'effet du mode d'opération sur les performances du BRM ;
- La phase d'optimisation avec rétrolavage (phase 2, 3 et 4) a permis d'évaluer : l'importance du rétrolavage dans l'opération des BRM, l'influence du TRH sur les cibles de traitement visées et l'influence du type d'effluent à traiter (e.g. de la place du BRM au sein de la filière *Biofertile*).

4.1.3 Suivi analytique de la phase 0

**Figure 4.1 Suivi analytique pour la phase 0**

(A = pression transmembranaire; B = flux de perméation; C = demande chimique en oxygène; D = MES et MVES; E = NTK; F = composés azotés dissous; G = phosphore; H = pH).

4.1.4 Suivi analytique de la phase 1

Les résultats du suivi analytique effectué lors de la phase 1 pendant toute la période d'expérimentation sont présentés dans la figure 4.2.

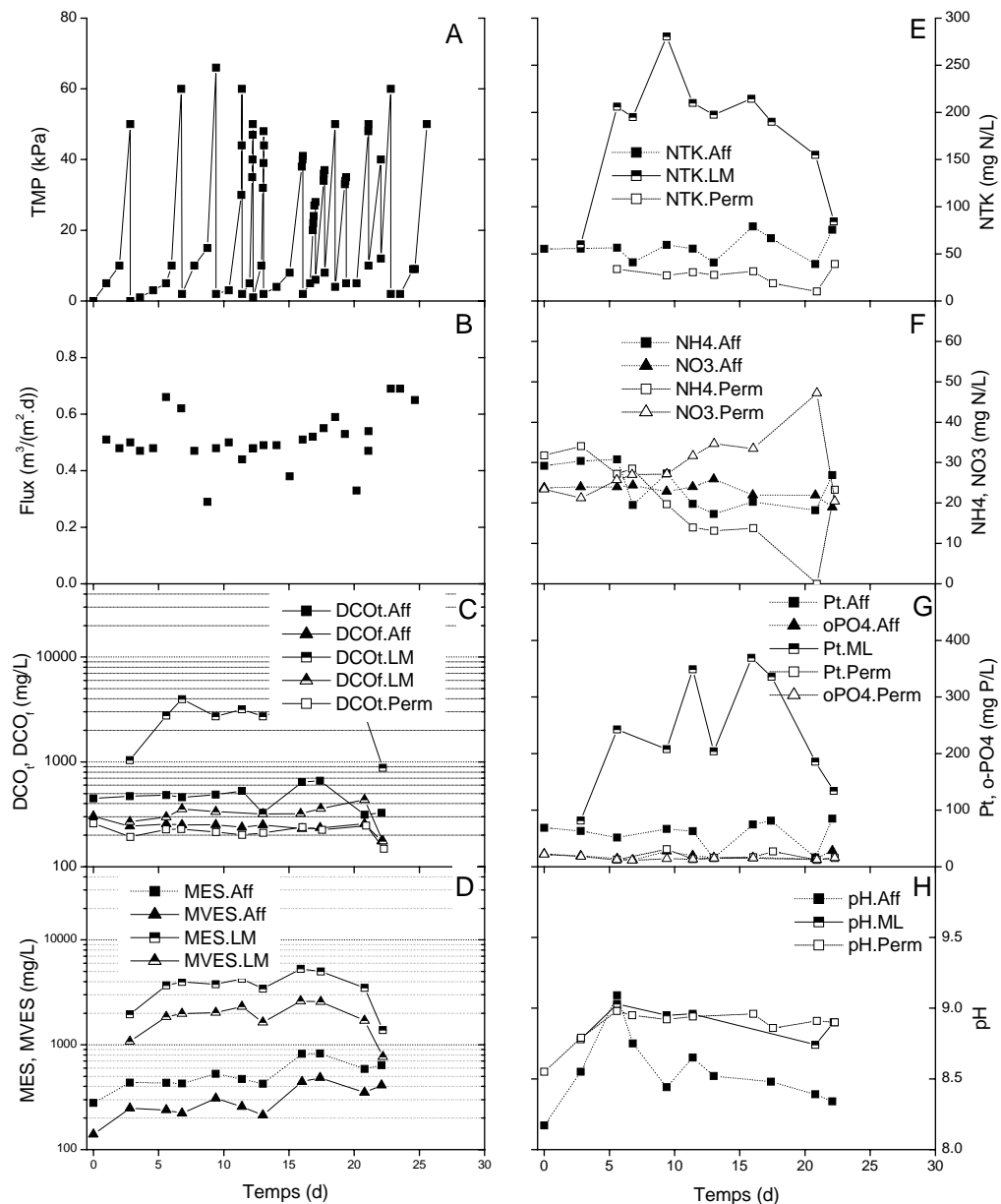


Figure 4.2 Suivi analytique pour la phase 1

(A = pression transmembranaire; B = flux de perméation; C = demande chimique en oxygène; D = MES et MVES; E = NTK; F = composés azotés dissous; G = phosphore; H = pH).

Les fluctuations périodiques de la qualité de l'affluent observées les jours 7 et 13 sont probablement le résultat d'une agitation insuffisante dans le baril d'alimentation en dessous de 40L. D'un point de vue efficacité de traitement, on observe une élimination moyenne de 54% de la DCOt dans le perméat, 71% du phosphore total ainsi que 15% des o-PO_4 . Par rapport aux cibles définies dans la Proposition de recherche soumise à la CORPAQ (Comeau *et al.*, 2003), l'enlèvement des MES et des MVES est complet ainsi que l'élimination des coliformes fécaux. Au bout de 7 jours de fonctionnement, il était possible de réduire la concentration en ammoniacque dans le perméat de 20 à 14 mg/L en moyenne (la cible en NH_4^+ étant de 10 mg N/L résiduel). La concentration résiduelle en Pt atteint 17.9 mg/L ce qui est largement au-dessus de la barrière de 1 mg/L fixé initialement, l'ajout d'alun n'ayant pas eu l'effet escompté sur l'enlèvement des orthophosphates et la simulation de celui-ci ne pourra être effectuée en laboratoire mais sera étudié lors de l'étude pilote avec le couplage du bioréacteur au Polipur.

Pendant la phase avec nettoyage chimique seul, la totalité des MES et des MVES a été éliminée (fig. 4.2D) et les enlèvements suivants ont été atteints : 54 % de la DCOt (fig. 4.2C), 46 % des NTK (fig. 4.2E), 70 % du Pt (fig. 4.2G) et 23% de l'ammoniacque (fig. 4.2F). Pendant la phase où le nettoyage était de type mécanique (rétrolavage), la totalité des MES et des MVES a été éliminée (fig. 4.2D) et les enlèvements suivants ont été atteints : 48 % de la DCOt (fig. 4.2C), 57 % des NTK (fig. 4.2E), 63 % du Pt (fig. 4.2G) et 23% de l'ammoniacque (fig. 4.2F).

4.1.5 Suivi analytique de la phase 2

La première partie de la phase 2 (du jour 1 au jour 19) a été réservée à la détermination du temps maximal de filtration avant de devoir laver chimiquement les membranes (Fig. 4.3). À partir du jour 19, des séquences de filtration de 8 jours ont été maintenues,

un lavage chimique des membranes était effectué à la fin de chacune de ces séquences ainsi qu'une vidange complète du BRM.

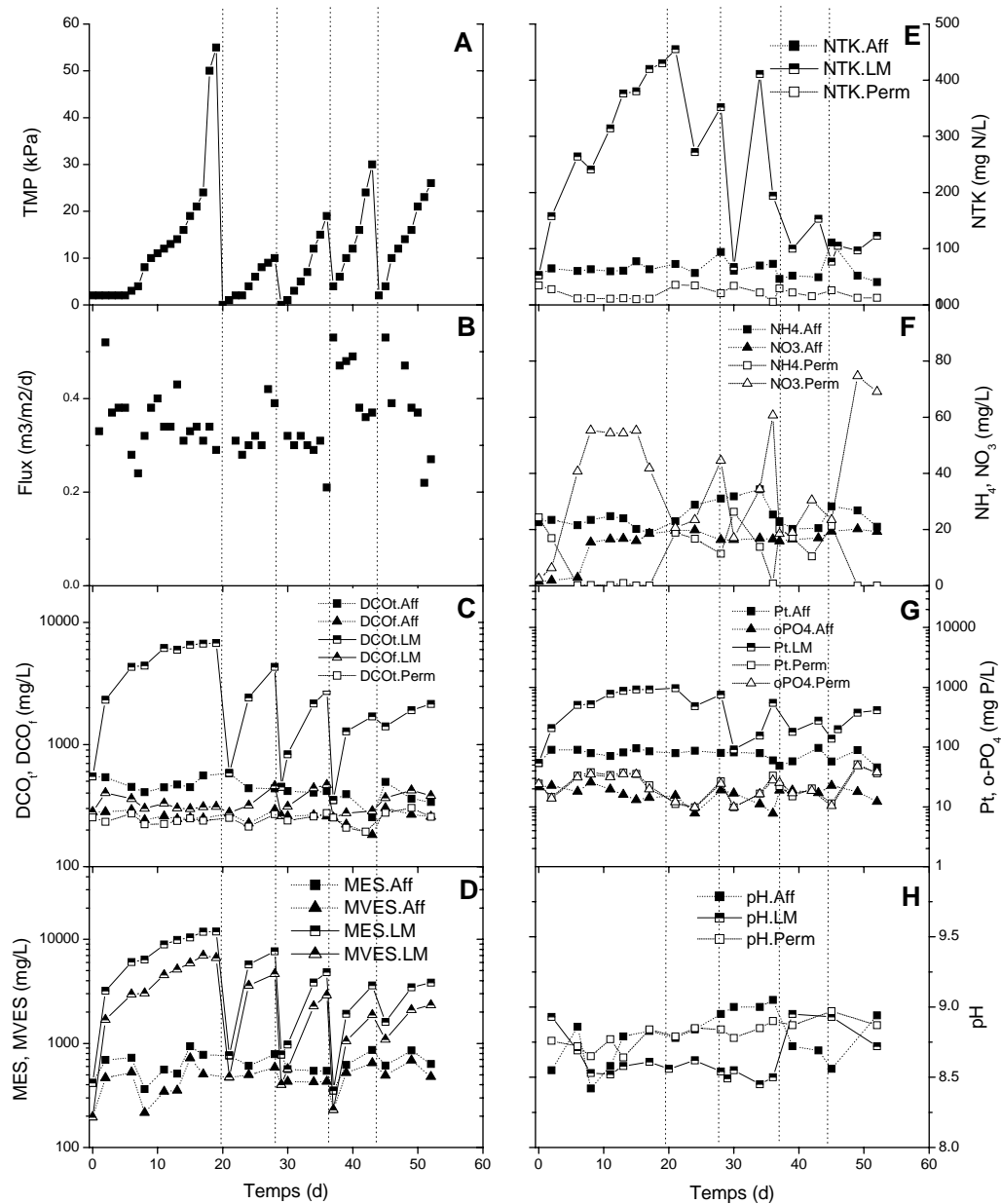


Figure 4.3 Suivi analytique pour la phase 2

(A = pression transmembranaire; B = flux de perméation; C = demande chimique en oxygène; D = MES et MVES; E = NTK; F = composés azotés dissous; G = phosphore; H = pH).

Le pH de l'affluent s'est maintenu à une valeur moyenne de 8.73 celui de l'effluent à 8.81. On observe une montée de pH moyenne de 0.08 vraisemblablement due au dégazage. D'un point de vue efficacité de traitement, sur l'ensemble de la période d'expérimentation, on observe une élimination totale des matières en suspension ainsi que les enlèvements moyens suivants : 44% de la DCOt, 67% du phosphore total, 69% des NTK ainsi que 59% de l'ammoniaque. Au contraire, on observe une augmentation des nitrates et des nitrites ainsi que des orthophosphates.

L'enlèvement des MES et des MVES est complet ainsi que l'élimination des coliformes fécaux ce qui est conforme aux exigences formulées dans la Proposition de recherche soumise à la CORPAQ (Comeau *et al.*, 2003). Il a été possible de réduire la concentration en ammoniaque dans le perméat de 24.6 à 10.0 mg N/L en moyenne et atteindre ainsi la cible. La concentration résiduelle en Pt atteint 25.1 mg P /L ce qui est largement au-dessus de la barrière de 1 mg/L fixé initialement. En outre, on observe une augmentation non négligeable de la concentration en nitrates et nitrites qui passe de 15.2 mg N/L dans l'affluent à 37.3 mg/L dans le filtrat.

4.1.6 Suivi analytique de la phase 3

D'un point de vue efficacité de traitement, on observe une élimination totale des matières en suspension ainsi que les enlèvements moyens suivants : 29% de la DCOt, 69% du phosphore total, 55% des NTK, 10% de l'ammoniaque et 17% des orthophosphates. Les nitrates et nitrites ne subissent peu ou pas de variations.

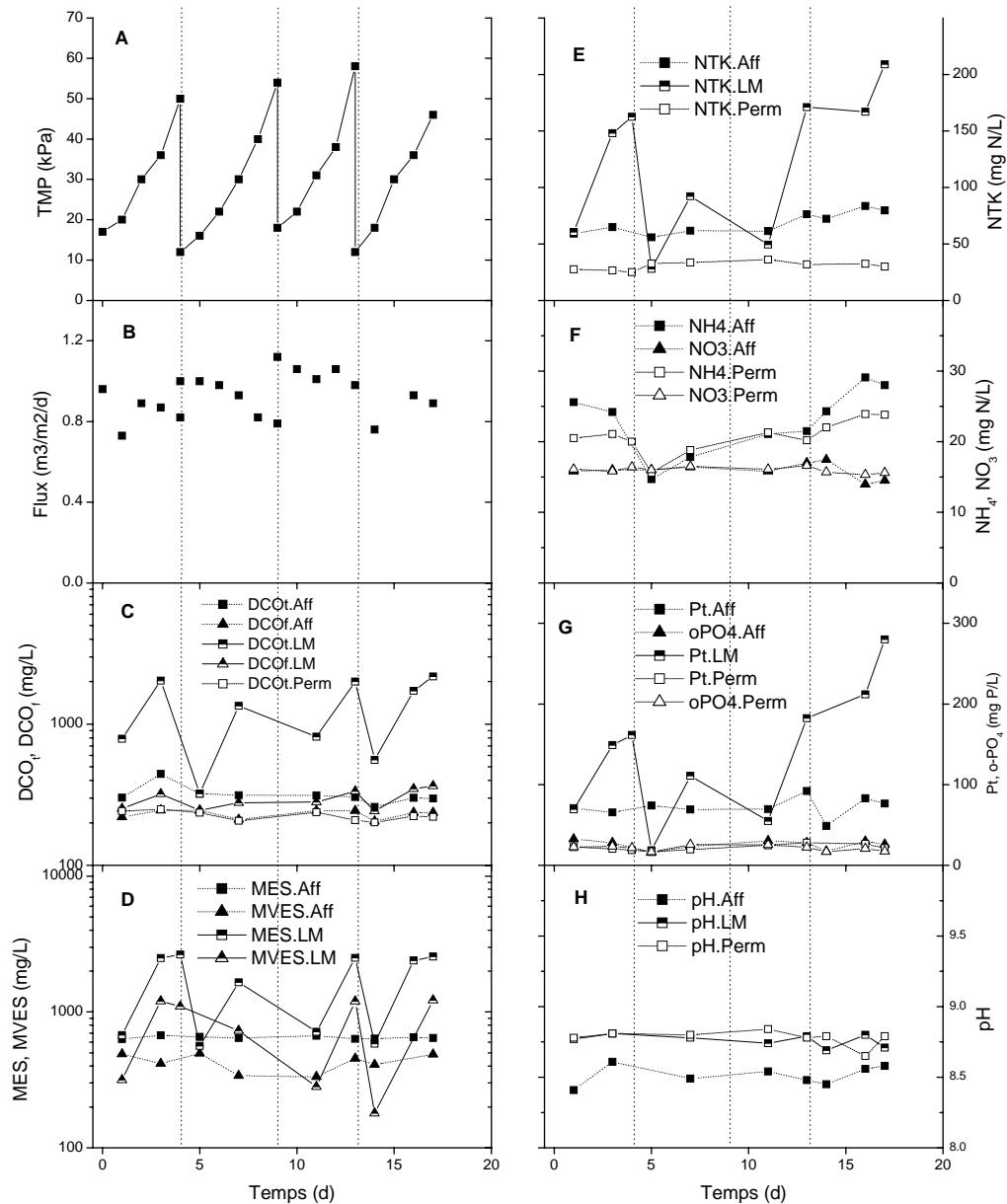


Figure 4.4 Suivi analytique pour la phase 3

(A = pression transmembranaire; B = flux de perméation; C = demande chimique en oxygène; D = MES et MVES; E = NTK; F = composés azotés dissous; G = phosphore; H = pH).

L'enlèvement des MES et des MVES est complet ainsi que l'élimination des coliformes fécaux ce qui est conforme aux exigences formulées dans la Proposition de

recherche soumise à la CORPAQ (Comeau *et al.*, 2003). Il a été possible de réduire la concentration en ammoniacque dans le perméat de 22.9 à 20.7 mg N/L en moyenne, la cible n'a donc pas été atteinte. La concentration résiduelle en Pt atteint 22.1 mg P /L ce qui est largement au-dessus de la barrière de 1 mg/L fixé initialement (Fig. 4.4).

4.1.7 Bilans massiques des phases 2 et 3

Lors de la phase 2, le bilan sur le phosphore a atteint 60% (Fig. 4.5). L'écart entre la charge d'entrée et celles cumulées de la vidange et du perméat peut être expliqué par le fait qu'une partie du phosphore reste piégé sur la surface de la membrane et plus particulièrement dans le biofilm qui apparaît peu de temps après le début d'une période de filtration. En effet, le dépôt sur la surface des membranes n'était pas décollé lors de la vidange du réacteur et n'était pas pris en compte lors de la mesure de la qualité du liquide de vidange. De plus, une quantité non négligeable de nutriments se retrouvait aussi sur les parois internes du bioréacteur.

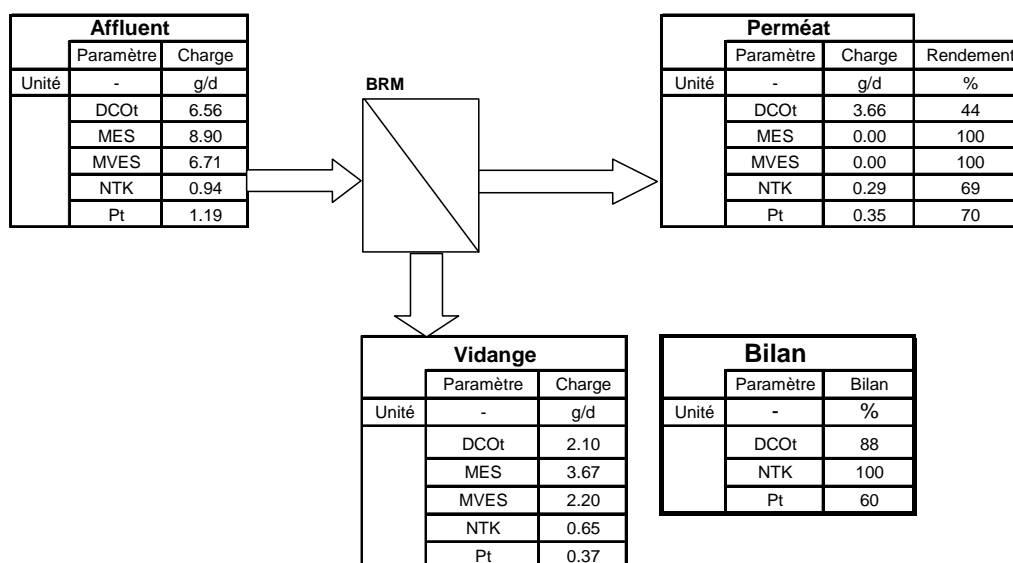


Figure 4.5 Bilan massique de la phase 2

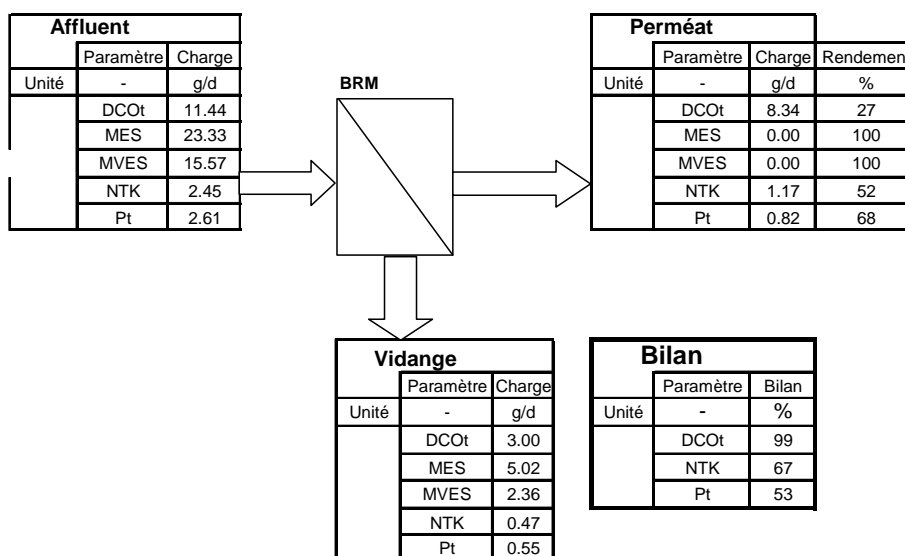


Figure 4.6 Bilan massique de la phase 3

Les résultats de bilan de masse pour la phase 3 (Fig. 4.6) répondent aux mêmes remarques que pour la phase 2. Il semble néanmoins que le bilan de la phase 3 soit de moins bonne qualité. En effet, le bilan sur le phosphore total ne ferme qu'à 53%, ce qui signifie que les pertes au niveau de la vidange étaient plus importantes. Cela peut être expliqué par le fait suivant : lors de la phase 3 où le flux de perméation a été augmenté ($31.4 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$), une plus grande quantité de matière a été transportée sur les parois de la membrane augmentant de par le fait la taille du biofilm et l'erreur sur l'évaluation de la qualité du liquide de vidange.

4.1.8 Conclusions préliminaires pour les phases 2 et 3

Lors des deux dernières phases d'expérimentation, deux TRH de 4 et 9h ont été étudiés pour le traitement de l'effluent issu du DC1 de la chaîne de traitement *Biofertile*. Les principales cibles de traitement ont été atteintes exceptés pour le phosphore et pour l'ammoniaque (phase 3). La nitrification au sein des bioréacteurs s'est avérée très sensible au TRH (59% d'enlèvement d'ammoniaque pour un TRH de 9h, 10% pour une

École Polytechnique

TRH de 4h) . Globalement, il est apparu qu'un TRH élevé permettait d'atteindre un enlèvement de l'ammoniaque satisfaisant ($[\text{NH}_4]_{\text{résiduel}, 9\text{h}} = 10 \text{ mg/L}$) mais favorisait la dégradation du phosphore particulaire en o- PO_4 (augmentation de 44% des o- PO_4), ce qui nécessitera une prise en charge en aval de ce dernier par ajout de coagulant par exemple. Un TRH plus court quant à lui limite le phénomène de dégradation du phosphore particulaire mais aussi celui d'élimination de l'ammoniaque. Ces résultats doivent être encore validés par l'étude pilote sur le site du CEPP. Lors de la prochaine étape (phase 4), l'étude du polissage de l'effluent du Polipur a permis de déterminer l'emplacement idéal du BRM au sein de la filière *Biofertile*.

4.1.9 Suivi analytique de la phase 4

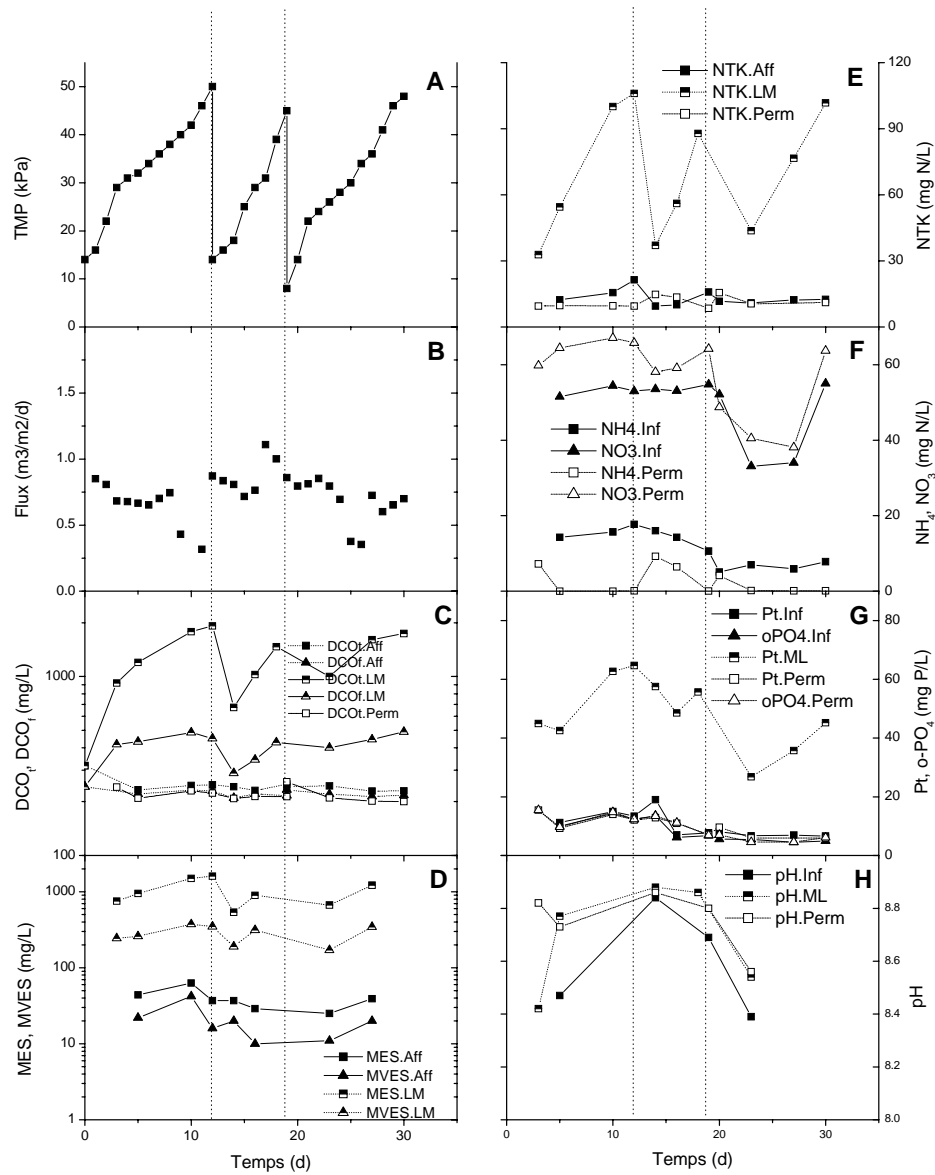


Figure 4.7 Suivi analytique pour la phase 4

(A = pression transmembranaire; B = flux de perméation; C = demande chimique en oxygène; D = MES et MVES; E = NTK; F = composés azotés dissous; G = composés phosphorés; H = pH).

4.1.10 Influence du TRH sur l'enlèvement de l'ammoniaque

L'enlèvement de l'ammoniaque dépend du TRH appliqué (ou de du flux de perméation). Plusieurs raisons peuvent être envisagées :

- La présence irrégulière de bactérie nitrifiante entre les lots d'affluent des étapes 2 et 3 peuvent expliquer la différence de taux de nitrification entre les deux conditions. Néanmoins les lots étant issu du même prélèvement, cette hypothèse peut être écartée.
- Le TRH influence directement la température maintenue dans le réacteur. Le liquide d'alimentation a été maintenu à une température inférieure à 7°C, dans l'étape 2 (TRH = 9h), la température du milieu s'est stabilisée à une valeur moyenne de 20°C (Fig. 5.8) alors que dans l'étape 3 (TRH = 4h), la température est stable à 15°C (Fig. 5.9). Le « réchauffement » du liquide à l'intérieur des bioréacteurs sera d'autant plus efficace que le TRH est long. La nitrification a pu être limité dans l'étape 3 à cause de cette plus faible température.

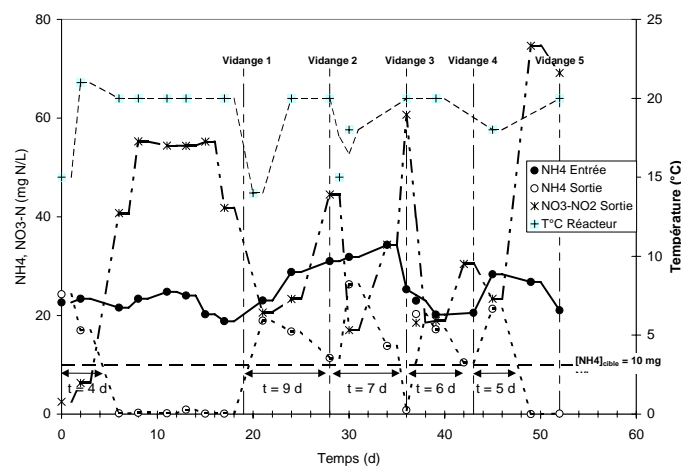


Figure 4.8 Composés azotés dissous et température pendant la phase 2.

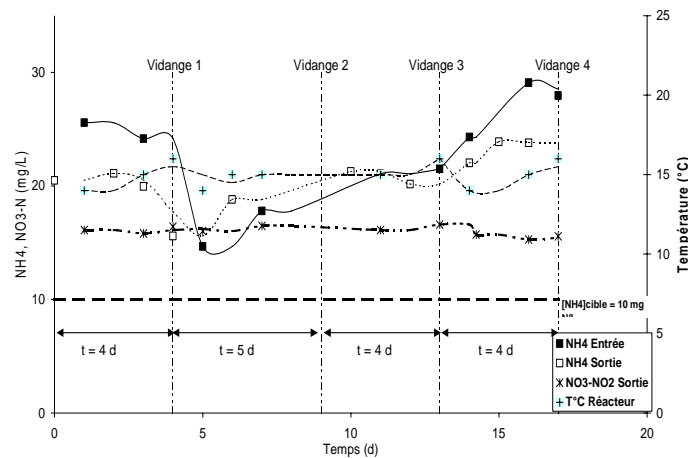


Figure 4.9 Composés azotés dissous et température pendant la phase 3.

- Le suivi du pH permet de mettre en lumière la compétition entre le stripping du CO_2 (augmente le pH) et la nitrification (diminue le pH). Dans l'étape 2, on observe une diminution du pH entre l'entrée et le réacteur caractéristique d'un processus de nitrification puis une augmentation entre le réacteur et la sortie due au stripping du CO_2 (Fig.5.3). Dans l'étape 3, on n'observe qu'une augmentation graduelle du pH due au seul processus de stripping du CO_2 confirmant ainsi l'absence de nitrification dans le réacteur (Fig. 5.4).

4.1.11 Détermination du protocole de lavage

Suite aux résultats obtenus lors de la phase 2, un système de nettoyage par rétrolavage a été mis en place. D'après les recommandations de Zenon (Behmann, 2004), un rétrolavage d'une durée de 30 s est effectué toutes les 10 min de fonctionnement du BRM à un débit 1.5 fois plus élevé que le débit de perméation. L'efficacité du rétrolavage étant directement fonction de l'intervalle à laquelle celui-ci est effectué (Decarolis, 2001), la durée et la fréquence du rétrolavage peut être modifiée dans les cas où soit le rétrolavage ne serait pas assez efficace dans les conditions proposées par Zenon (plus grande fréquence et/ou durée prolongée) soit le rétrolavage

4.1.12 Détermination du rapport Al/P et du débit d'alun

Lors de la phase 1, un test de coagulation a été entrepris afin de simuler l'effet du Polipur et déterminer la possibilité d'ajouter un coagulant à l'intérieur même du bioréacteur afin de réduire la concentration en orthophosphates et atteindre le critère de rejet de 1 mg P_{tot} /L. La détermination du rapport $Al/P_{t, \text{enlevé}}$ optimal pour atteindre ce critère est présenté au tableau 4.2.

Tableau 4.2 Conditions expérimentales et résultats du test de coagulation

		Unité	Valeur					
Identification		-	E1	E2	E3	E4	E5	E6
Volume solution		mL	100	100	100	100	100	100
Rapport Al/P visé		mol/mol	0,67	1,33	2,00	2,67	4,00	5,33
Concentration d'alun visée		mg/L	0,66	1,33	1,99	2,65	3,98	5,30
Volume d'alun à injecter		mL	0,05	0,10	0,15	0,20	0,30	0,40
Décantation	Aspect	-	Trouble	Plus Clair	Clair	Plus Clair	Clair	Clair
	Vitesse	-	Rapide	Lente	Rapide	Lente	Très lente	Très lente
Analyses	[o-PO ₄]i	mg P/L	42,8					
	[o-PO ₄]f	mg P/L	15,2	7,10	1,56	0,54	0,05	0,09

La figure 4.10 permet d'évaluer le rapport Al/P pour l'obtention d'une concentration résiduelle en orthophosphates inférieure à 1 mg/L.

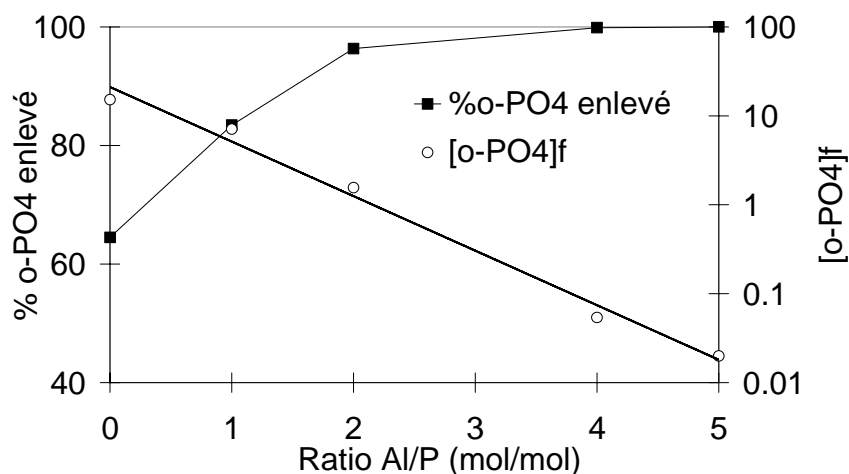


Figure 4.10 Enlèvement des orthophosphates par l'alun

L'obtention d'une concentration résiduelle en orthophosphates inférieure à 1 mg/L sera obtenue pour un rapport $Al/P_{t, \text{enlevé}}$ de 2.67 (0.2 mL d'alun pour 100 mL de solution). C'est-à-dire que pour un débit d'affluent de 21.2 l/m².h (TRH = 6h), le débit d'alun à imposer était de :

$$Q_{\text{alu}} = 0.2\% \cdot Q_{\text{affluent}} = 0.04 \text{ mL/min.}$$

Ce débit a été atteint grâce à l'utilisation d'une pompe doseuse qui alimentait le réacteur en alun par le haut de la cuve du BRM.

4.1.13 Résultats des tests de coagulation

Un enlèvement de 71% du P_t a été atteint lors de la phase 1 avec ajout de coagulant ($[P_t]_{\text{aff}} = 61 \text{ mg/L}$) en comparaison des phases 2, 3 et 4 dans lesquelles, sans ajout de coagulant, l'enlèvement du P_t a atteint 67, 69 et 27 % respectivement ($[P_t]_{\text{aff}} = 75, 72$ et 16 mg P_t /L respectivement).

L'ajout de coagulant n'a donc montré aucune amélioration significative sur l'enlèvement du P_t . Dans une étude similaire, Buisson *et al.* ont observé un enlèvement de 80% du P_t en utilisant un ratio $Al/P_{t, \text{enlevé}}$ de 1:1 pour une concentration en P_t dans l'affluent de 11.9 mg/L (Buisson *et al.*, 1998). Les résultats peu satisfaisants obtenus lors de la phase 1 sont probablement dus à la charge élevée en polluants dans l'affluent, ce qui aurait eu pour effet de limiter l'efficacité du coagulant (réactions compétitives du coagulant avec la biomasse).

4.2 RÉSULTATS : ÉTUDE PILOTE

4.2.1 Présentation des résultats

La qualité de l'affluent du BRM a connu une grande variabilité tout au long de l'expérimentation. La figure 4.11 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.

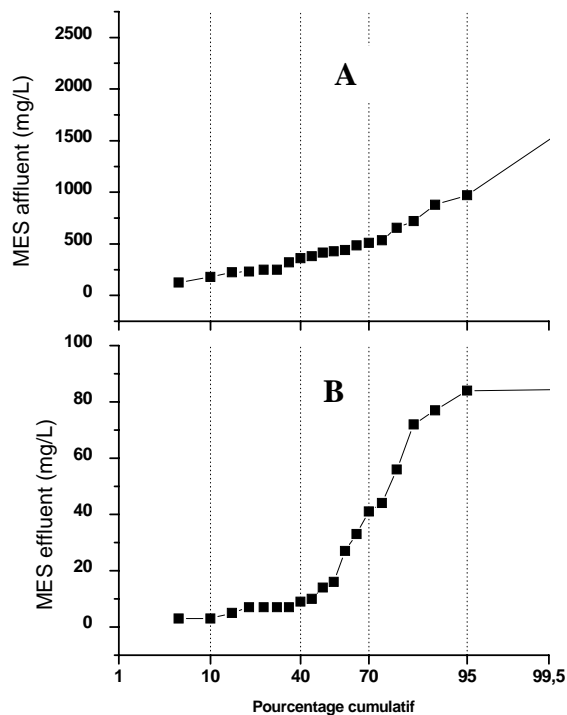


Figure 4.11 Courbes de distribution de fréquences des MES pour les phases DC1-a & DC1-b ; A) à l'affluent et B) à l'effluent

La figure 4.12 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.

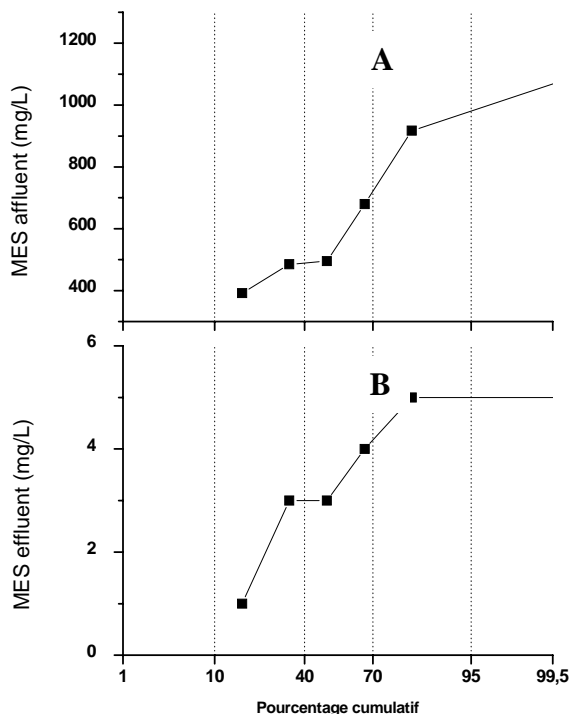


Figure 4.12 Courbes de distribution de fréquences des MES pour la phase PP ; A) à l'affluent et B) à l'effluent

Lors de l'analyse statistique des résultats, certaines valeurs aberrantes ont été enlevées pour préserver la signification de la moyenne. Ces valeurs correspondaient 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 4.13. 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.

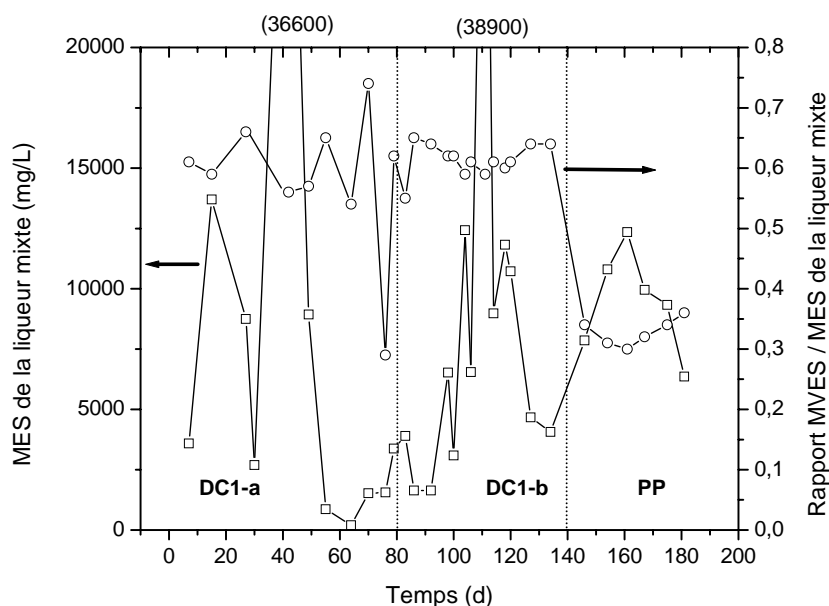


Figure 4.13 Évolution de la concentration de liqueur mixte et des matières volatiles en suspension dans le réacteur

L'évolution de la concentration en DCO pour l'affluent et l'effluent du BRM est illustrée à la figure 4.14. La figure 4.15 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).

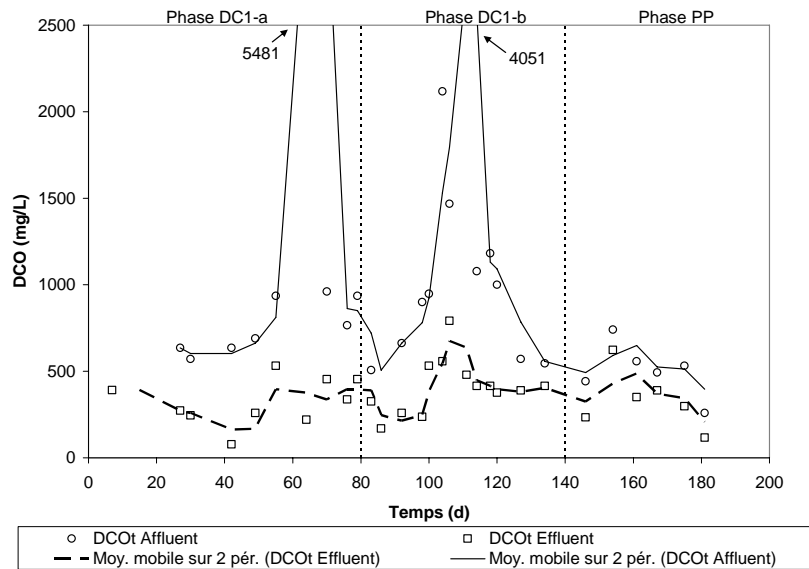


Figure 4.14 DCO à l'affluent et l'effluent

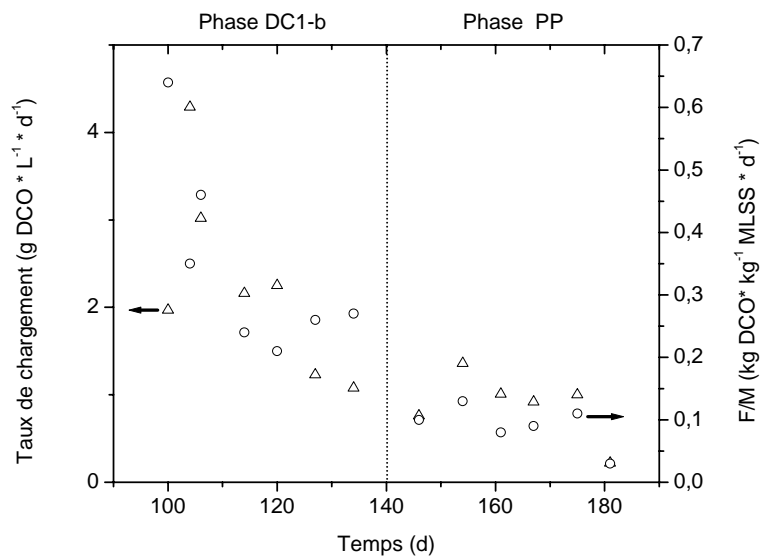


Figure 4.15 Taux de chargement de DCO et rapport F/M

Les variations des concentrations en ammoniacque à l’affluent et l’effluent du BRM sont illustrées à la figure 4.16. 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’ammoniacque ne rencontrant pas toujours la cible de 10 mg/L. Par contre, l’enlèvement de l’ammoniacque a été complet durant les périodes subséquentes et cette cible a été atteinte. Un bris d’équipement d’analyse de l’ammoniacque est survenu le jour 114 au laboratoire et cette analyse n’a pu être effectuée avant le jour 154. La figure 4.17 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 4.18.

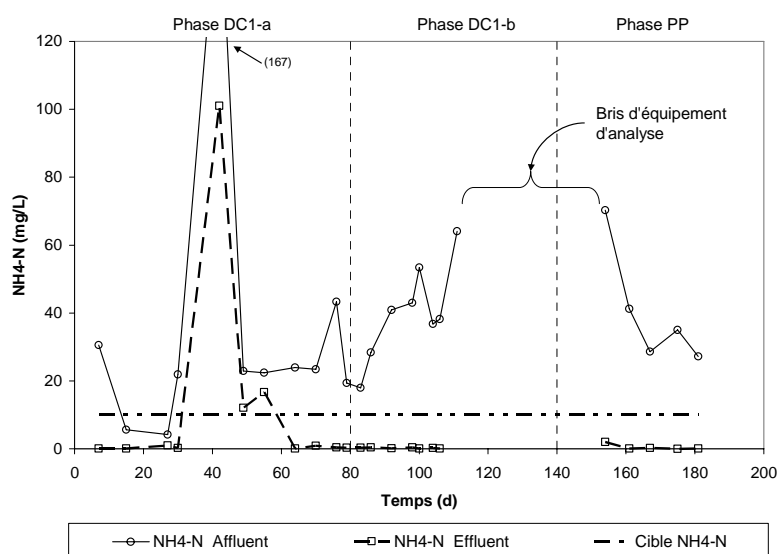


Figure 4.16 Ammoniacque à l’affluent et l’effluent

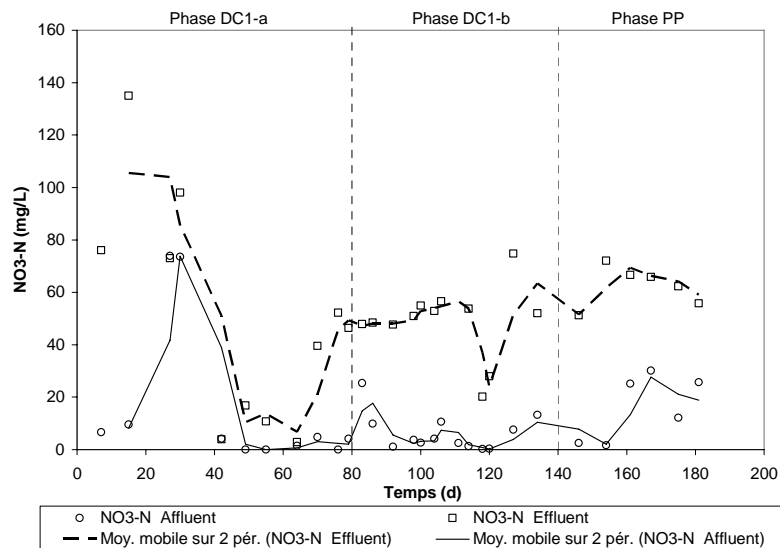


Figure 4.17 Nitrates à l’affluent et l’effluent

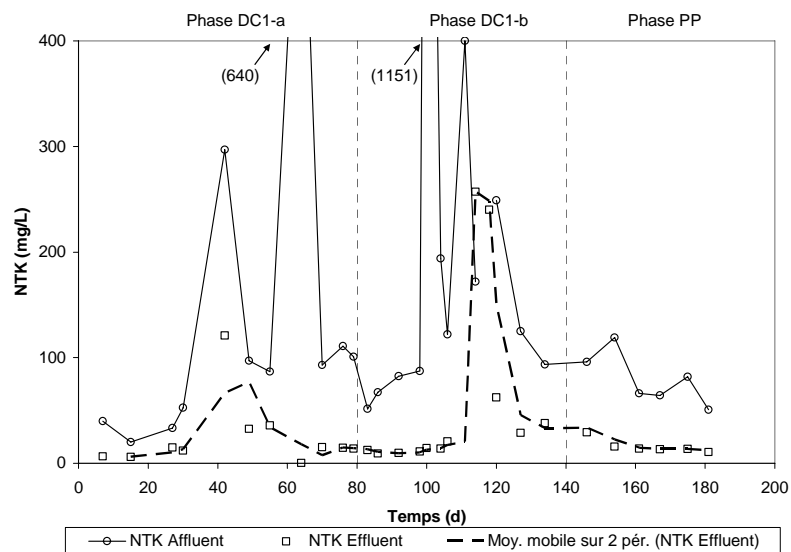


Figure 4.18 Azote Kjeldahl total à l’affluent et l’effluent

La variation des concentrations en phosphore total est illustrée à la figure 4.19 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 4.20 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*.

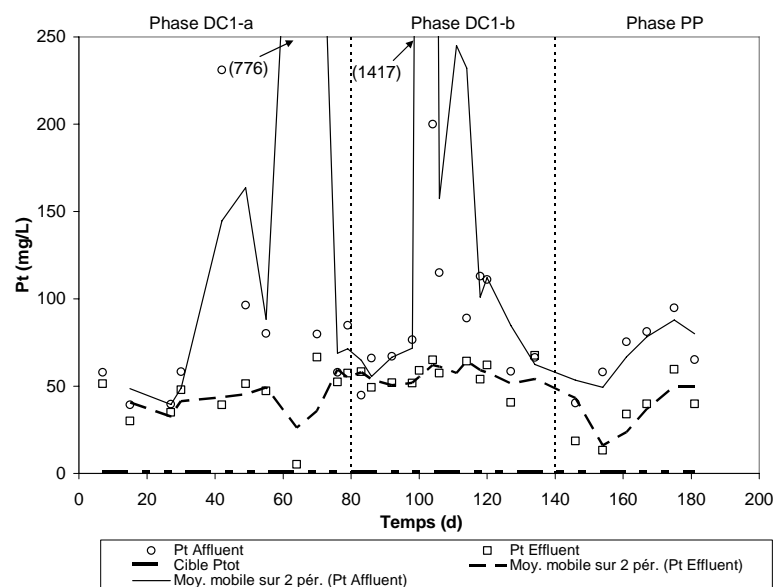


Figure 4.19 Phosphore total à l'affluent et l'effluent

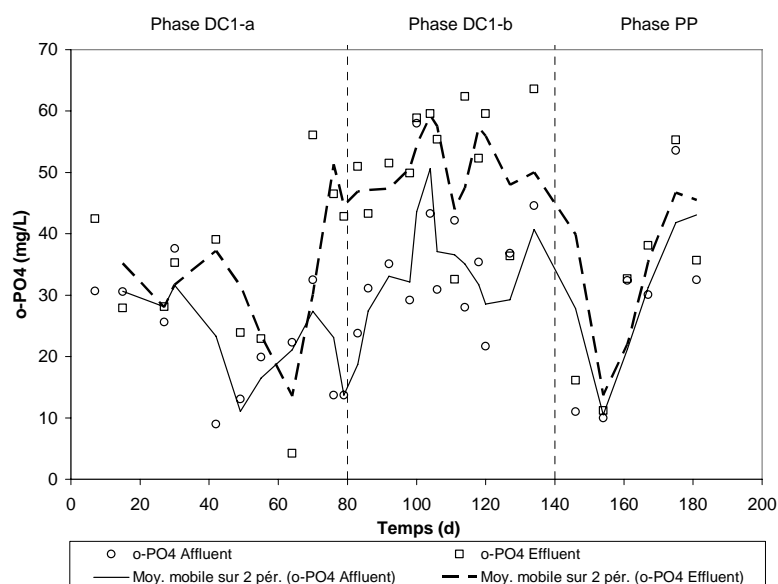


Figure 4.20 Phosphates à l'affluent et l'effluent

Comme on peut le voir à la figure 4.21, 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.

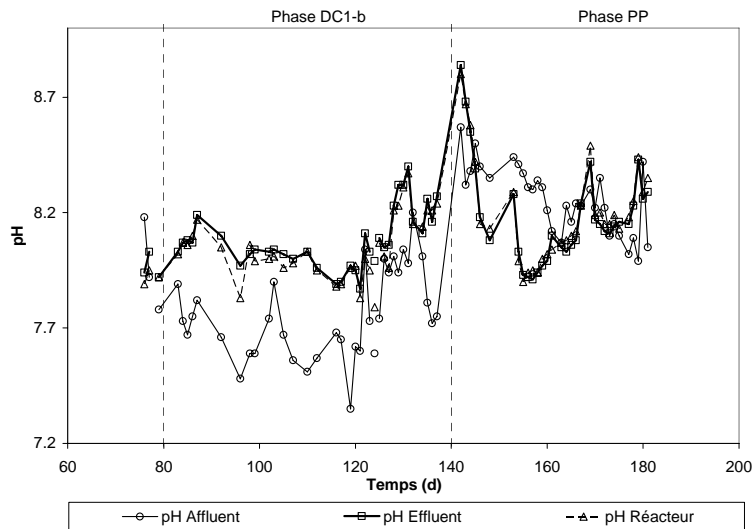


Figure 4.21 pH à l'affluent et l'effluent

L'évolution des coliformes fécaux à l'affluent du BRM est présentée à la figure 4.22. 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.

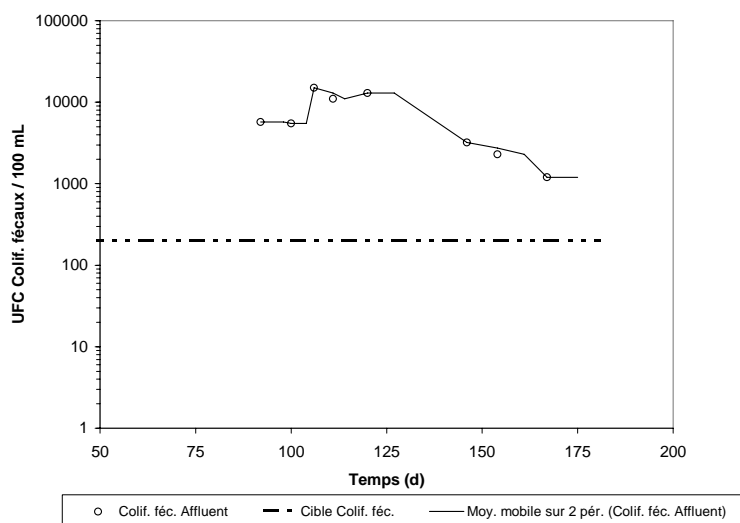


Figure 4.22 Coliformes fécaux à l'affluent

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 4.23. 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.

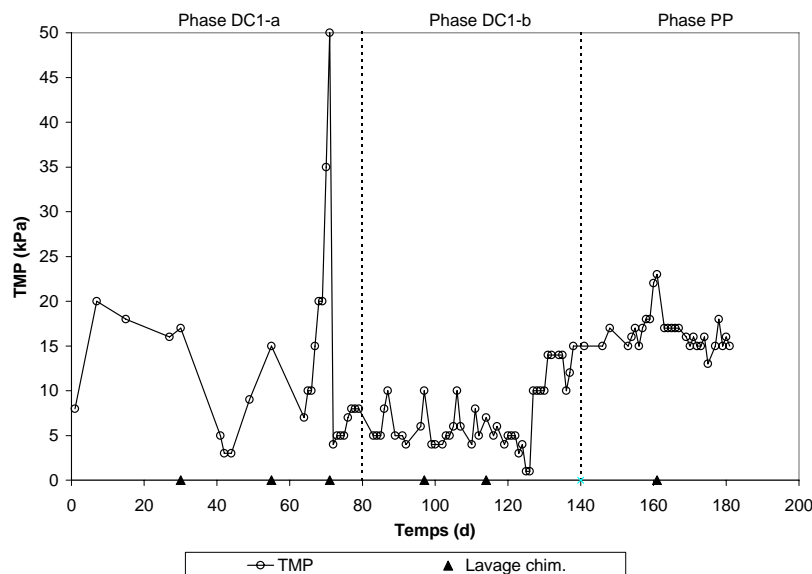


Figure 4.23 Évolution de la pression transmembranaire

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):

$$F_{w20} = \frac{F_w}{2,72^{0,019(T-20)}} \quad (1)$$

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

La figure 4.24 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.

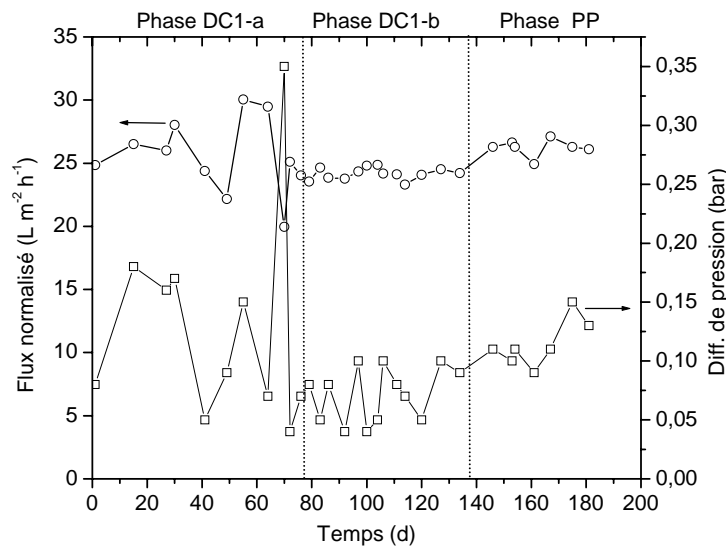


Figure 4.24 Flux et différence de pression durant les différentes phases

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 4.25 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.

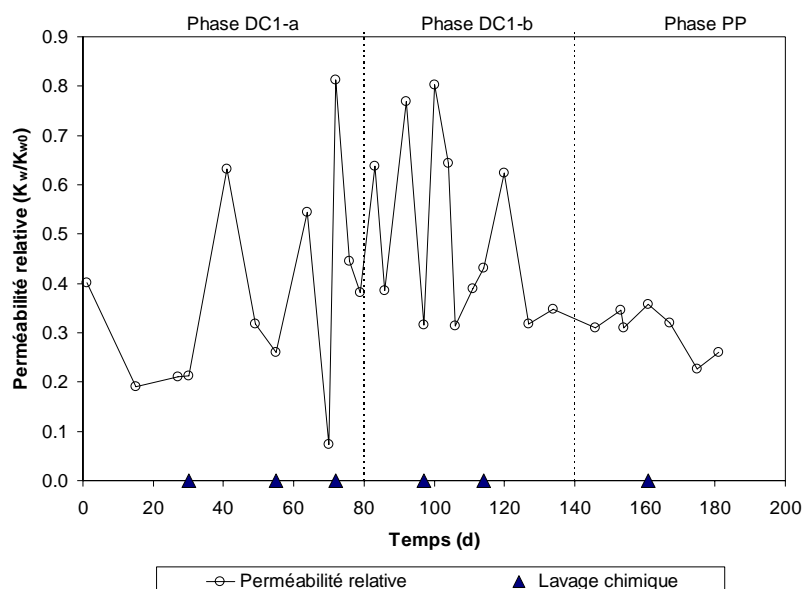


Figure 4.25 Évolution de la perméabilité relative

Le tableau 4.2 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 4.2 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.r8 ^e
AFFLUENT	DCO _{tot}	700 ± 150	1000 ± 450	500 ± 140				
	DCO _f	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				
	NH ₃ -N	23 ± 14	37 ± 10	40 ± 16				
	NO ₃ -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	DCO _{tot}	300 ± 110	410 ± 160	340 ± 160				
	DBO ₅	N/D ± N/D	30 ± 6	25 ± 3	5	10	30	15
	MES ^a	< 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				
	NH ₃ -N	14 ± 28	0 ± 0	0 ± 1	10			
	NO ₃ -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	DCO _{tot}	59%	59%	33%				
	DBO ₅	N/D	77%	84%				
	MES	> 91% ^b	> 96% ^b	99%				
	MVES	98%	98%	100%				
	NTK-N	66%	82%	80%				
	NH ₃ -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 représentées à la figure 4.26. 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.

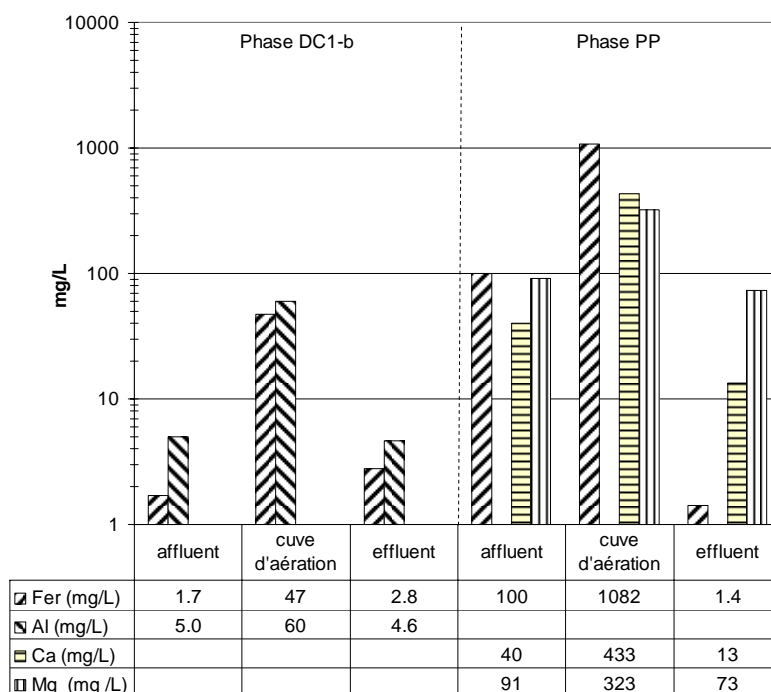


Figure 4.26 Concentrations de minéraux

4.2.2 Validation : MES et mode de préservation des échantillons

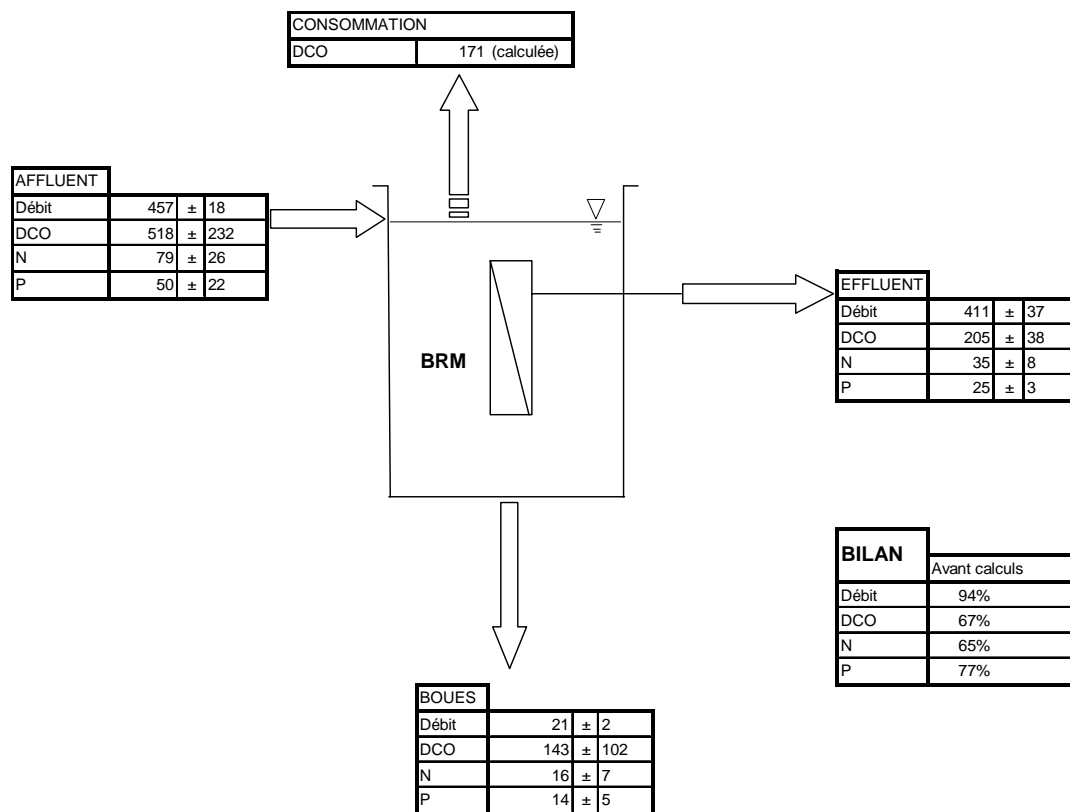
Les résultats des analyses de MES à l'effluent du BRM sont élevés. La moyenne des valeurs mesurées sont de 30 et 29 mg/L pour les phases DC1-a et DC1-b, alors que la moyenne est de 4 mg/L pour la phase PP. La cible du projet, de 5 mg/L, n'a été atteinte que dans la phase PP. Durant cette dernière phase, 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.

4.2.3 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 4.27 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.



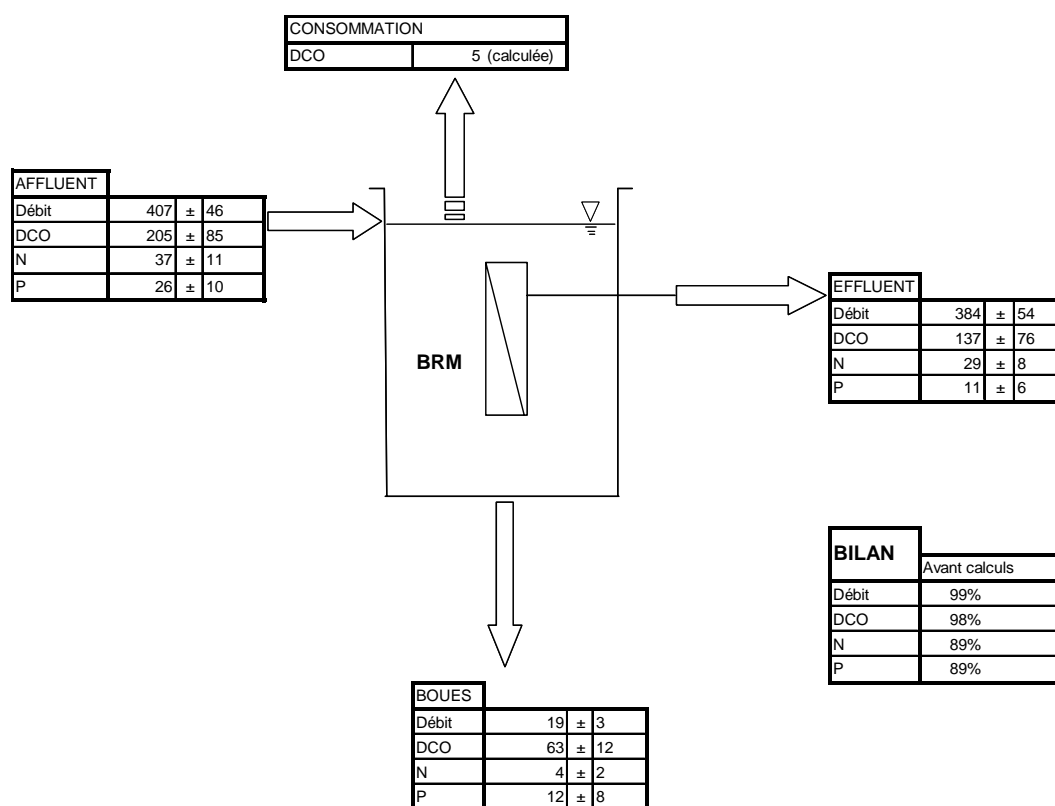
Notes : Les débits sont exprimés en L/d
 Les charges sont exprimées en g/d
 La valeur consommation de DCO (g/d) attribuable à l'oxydation aérobie a été calculée

Figure 4.27 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 4.28 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 aérobie a été calculée

Figure 4.28 Résultats des bilans massiques de la phase PP

4.2.4 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. Le tableau 4.3 présente les mesures de validation et les fonctions de contrôle.

Tableau 4.3 Mesures de validation et valeurs de contrôle

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

Le tableau 4.4 présente les résultats de calculs de rapports typiques de liqueur mixte du BRM.

Tableau 4.4 Moyennes de rapports typiques de liqueur mixte du BRM

Phases d'expérimentation	i_{VT} ^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 i_{VT} 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 résultant de la nature inorganique des précipités formés. 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 en améliorer la performance. 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 et l'intégration dans une station collective *Biofertile*.

5.1 PHASE PRÉLIMINAIRE

5.1.1 Rappel méthodologique

La phase *DCI-a* a été qualifiée de préliminaire car plusieurs ajustements ont été réalisés 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 *DCI-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

			CONDITIONS D'OPÉRATION				DBO5 (mg/L)			DCOt (mg/L)			DCOf (mg/L)			Nt (mg/L)			NH ₃ -N (mg/L)			Pt (mg/L)			o-PO4 (mg/L)	
Procédé	Type d'effluent	Références	TCV: (kg DCO m ⁻³ d ⁻¹) ^a	F/M (kg DCO kg ⁻¹ MLSS · d ⁻¹)	iVT: (MVES/MES) ^b	MLSS (mg/L)	Affluent	Effluent	% Rendement	Affluent	Effluent	% Rendement	Affluent	Effluent	% Rendement	Affluent	Effluent	% Rendement	Affluent	Effluent	% Rendement	Affluent	Effluent	% Rendement	Affluent	Effluent
BRM	DC1-a	Cette étude	---	--	0.65	5800	---	---	---	700	300	57%	390	300	23%	103	71	31%	23	14	39%	67	40	40%	22	30
	DC1-b	Cette étude	2.3	0.3	0.65	6300	130	30	77%	1000	410	59%	390	390	0%	127	71	44%	37	0	100%	92	57	38%	33	52
	PP	Cette étude	0.9	0.1	0.30	9500	150	25	83%	500	340	32%	350	340	3%	96	78	19%	40	0	100%	69	34	51%	28	32
FLAIR	DC1-a	Envirogain, 2004	0.3	---	---	---	---	---	65% ^c	---	---	---	---	---	---	188	110	41%	74	31	58%	93	58	38%	---	---
POLIPUR	FLAIR	Envirogain, 2004	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	110	85	23%	31	20	35%	58	8	86%	---	---
BRM	Municipal	Côté et al., 1997	---	---	---	15000	220	5	98%	482	10	98%	---	---	---	---	---	---	39	0.4	99%	9.2	8.1	12%	---	---
BRM	Municipal	Côté et al., 1998	1.2	---	0.75	20000	---	---	---	460	10	98%	---	---	---	55	11	80%	---	---	---	---	---	---	---	---
BRM	Municipal	Rosenberger et al., 2002	1.1 - 1.7	0.07	0.75	18000	---	---	---	786	39	95%	---	---	---	66	13	80%	44	0	100%	66	40	39%	12	6
BRM	Agro-alim.	Hasar et al., 2004	---	---	---	50000	---	---	---	90000	20000	78%	---	---	---	---	---	---	3400	200	94%	204	113	45%	180	109

^a Note: TCV = taux de chargement volumique^b Note: Rapport matières volatiles en suspension / matières en suspension^c Note: Valeur typique pour un lit bactérien et un TCV de 0,26 kg DCO m⁻³ d⁻¹ (Metcalf & Eddy, 2003)

5.1.2 Mise au point des conditions expérimentales

Dans la première moitié de la phase *DCI-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 fonctionné 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 *DCI-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 *DCI-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 nettoyages 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

École Polytechnique

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 *DCI-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 *DCI-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 0,05-0,15 kg DCO $\cdot\text{kg}^{-1}$ 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 kg DCO $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ pour la période *DCI-b*. Suite au mauvais fonctionnement du bioréacteur *Biofertile*, le rapport F/M a varié de 0,3 à 0,2 kg DCO $\cdot\text{kg}^{-1}$ MLSS $\cdot\text{d}^{-1}$ durant la phase *DCI-b*. Un rapport de près de 0,1 kg DCO $\cdot\text{kg}^{-1}$ 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 *DCI-b* était probablement trop élevé pour permettre l'enlèvement complet de la DBO.

Durant la phase *DCI-b*, l'enlèvement de la DBO₅ 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 kg DBO₅ $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ (Stephenson et al., 2000). Le taux de chargement volumiques moyen a été de 0,26 kg DBO₅ $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ pour les phases *DC1-b* et *PP*, ce qui est typique des valeurs utilisées par les BRM. Le faible nombre de mesures de DBO₅ 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*. Un bris d'équipement d'analyse de l'ammoniaque n'a pas permis de mesurer l'ammoniaque pendant 30 jours durant la phase *DCI-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 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 *DCI-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 floes de boues activées du BRM ou dans les boues extraites. En effet, les boues extraites séjournèrent 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 *DCI-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 *DCI-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 *DCI-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 *DCI-b*) avec les performances du *Flair*.

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

Description	Enlèvement par le BRM (phase <i>DCI-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). Le BRM remplit donc des fonctions d'enlèvement de la DBO₅ et de nitrification, tout en assurant de bonnes performances d'enlèvement du phosphore total et d'enlèvement des MES.

5.2.2 Atteinte des cibles

Durant la phase *DC1-b*, les cibles du projet concernant la DBO_5 (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 $27 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ 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 la phase expérimentale du projet devait se terminer.

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 floccs 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.

Un BRM en aval du *Polipur* constitue donc 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 DBO₅ 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 DBO₅ 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 DBO₅ et les MES lorsqu'un système de traitement tertiaire avec déphosphatation et désinfection est utilisé (Gouvernement du Québec, 2005). Les cibles de MES et DBO₅ choisies pour ce projet sont donc très sévères relativement à la réglementation en vigueur.

5.5 ÉTUDE TECHNICO-ÉCONOMIQUE

Une étude technico-économique préliminaire a été réalisée pour l'intégration d'un BRM dans une filière *Biofertile* collective de 80 m³/d en amont (scénario 1) ou en aval (scénario 2) du procédé *Polipur*. Le choix de ce débit a été fait en raison d'un projet de cette capacité qui 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. Les coûts d'installation du module BRM dans la filière *Biofertile* ont été réalisés par Envirogain.

L'intégration d'un BRM permet de réduire les dimensions des infrastructures existantes pour les deux scénarios d'intégration, soit les *Flair* et le bâtiment abritant les équipements. Pour le scénario 2, le décanteur et la pompe associés au *Polipur* peuvent aussi être enlevés. Le tableau 5.3 présente l'analyse économique associée à l'intégration d'un BRM dans une station *Biofertile* collective de 80 m³/d.

Tableau 5.3 Analyse économique de l'implantation d'un BRM pour une station *Biofertile* collective de 80 m³/d

	Coûts Scénario 1		Coûts Scénario 2		Description
	\$/an	\$/m3	\$/an	\$/m3	
Capitalisation actualisée					
Coûts annuel d'achat et installation du BRM	78 832 \$	2.70 \$	78 832 \$	2.70 \$	Équipements, tuyauteries, électricité instrum., contrôles et mise en route
Coût annuel du procédé <i>Biofertile</i> existant	122 045 \$	4.18 \$	122 045 \$	4.18 \$	Équipements, tuyauteries, électricité instrum., contrôles et mise en route
Réduction coûts annuels de capitalis. <i>Biofertile</i> existant avec BRM	-21 900 \$	-0.75 \$	-27 740 \$	-0.95 \$	Réduction des dimensions Flair et bâtiment (scén. 1, 2) et élimination d'un décanteur (scén. 2)
Coût total annuel de capitalisation <i>Biofertile</i> + BRM	178 977 \$	6.13 \$	173 137 \$	5.93 \$	
Exploitation (opération et entretien)					
Coûts d'exploitation annuels du BRM	17 705 \$	0.61 \$	17 705 \$	0.61 \$	
Coûts d'exploitation annuels <i>Biofertile</i>	34 045 \$	1.17 \$	34 045 \$	1.17 \$	
Réduction coûts annuels d'exploitation <i>Biofertile</i> existant avec BRM	-6 109 \$	-0.21 \$	-7 738 \$	-0.27 \$	
Coût total annuel d'exploitation <i>Biofertile</i> + BRM	45 641 \$	1.56 \$	44 012 \$	1.51 \$	
Note: taux d'intérêt de 8% et période d'amortissement de 10 années					

L'intégration d'un BRM dans la chaîne de traitement *Biofertile* fait augmenter les coûts de capitalisation actualisée (amortissement sur 10 ans; taux d'intérêt de 8%) de 4,18 à 6,13 ou à 5,93 \$/m³ pour le coût de base, le scénario 1 et le scénario 2, respectivement,

soit des augmentations de 46 et 42%. De même, les coûts d'exploitation passent de 1,17 à 1,56 ou à 1,51 \$/m³, soit des augmentations de 33 et 29%.

À moins d'exigences sévères sur la teneur en matières en suspension à l'effluent, et bien que le BRM soit très performant sur l'ensemble des paramètres mesurés sauf le phosphore qui requerrait une précipitation en plus, l'intégration du Polipur seul et sans BRM apparaît satisfaisante et moins coûteuse pour la filière de traitement *Biofertile*.

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. 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 *DCI-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 les conclusions suivantes:

- Alimenté par l'effluent décanté du bioréacteur à boues activées, le BRM a permis d'enlever 77% de la DBO₅, >96% des MES, 82% du NTK, 99% du NH₃-N, 38% du P_{tot} et 100% des coliformes fécaux. Les concentrations moyennes mesurées à l'effluent du BRM pour cette phase sont 30±6 mg DBO₅/L, <29±6 mg MES/L, 22±16 mg NTK-N/L, 0 mg NH₃-N/L, 57±7 mg Pt/L et <2 UFC/100 mL. Ainsi, un BRM pourrait remplir les fonctions d'enlèvement de la DBO₅ et de nitrification ainsi qu'une performance supérieure d'enlèvement des MES et des coliformes fécaux.
- Alimenté par l'effluent non décanté du *Polipur*, le BRM a permis d'enlever 84% de la DBO₅, 99% des MES, 80% du NTK, 99% du NH₃-N, 51% du P_{tot} et 100% des coliformes fécaux. Les concentrations moyennes mesurées à l'effluent du BRM pour cette phase sont 25±3 mg DBO₅/L, 4±1 mg MES/L, 16±6 mg NTK-N/L, 0 mg NH₃-N/L, 34±15 mg Pt/L et <2 UFC/100 mL. Ainsi, 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.

- 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 à des surcharges de boues observées occasionnellement dans le BRM.
- Une étude technico-économique préliminaire a indiqué que l’intégration d’un BRM dans la chaîne de traitement *Biofertile* fait augmenter les coûts de capitalisation actualisée (amortissement sur 10 ans; taux d’intérêt de 8%) de 4,18 à 6,13 ou à 5,93 \$/m³ pour le coût de base, le scénario 1 et le scénario 2, respectivement, soit des augmentations de 46 et 42%. De même, les coûts d’exploitation passent de 1,17 à 1,56 ou à 1,51 \$/m³, soit des augmentations de 33 et 29%. À moins d’exigences sévères sur la teneur en matières en suspension à l’effluent, et bien que le BRM soit très performant sur l’ensemble des paramètres mesurés sauf le phosphore qui requerrait une précipitation en plus, l’intégration du Polipur seul et sans BRM apparaît satisfaisante et moins coûteuse pour la filière de traitement *Biofertile*.

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, et notamment, 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 par le BRM.

TRANSFERT DES RÉSULTATS

L'intégration d'un BRM dans la filière de traitement de lisier de porcs *Solution Biofertile* constituerait une barrière supplémentaire contre les microorganismes pathogènes dans une perspective de rejets au cours d'eau ou de réutilisation hygiénique à la ferme. La mise en place d'un BRM de taille pilote à une station de traitement collective *Solution Biofertile* permettrait de confirmer ces observations sur une plus longue période.

DIFFUSION DES RÉSULTATS

Deux mémoires de maîtrise en science appliquée ont été publiés dans le cadre du présent projet :

- RENAULT, B. 2004. *Traitement tertiaire du lisier de porc par un bioréacteur à membranes immergées*. École Polytechnique de Montréal.
- CHEVALIER, P. 2005. *Traitement tertiaire du lisier de porc par un bioréacteur à membranes immergées de taille pilote*. École Polytechnique de Montréal.

Un article scientifique a été soumis en novembre 2004 à la revue *Desalination*:

- RENAULT, B., KHAROUNE, M., CHABOT, R., GHAYENI, S.B.S., COMEAU, Y., 2004. " Immersed membrane bioreactor for upgrading pig manure treatment". *Desalination*.

ÉTUDIANTS GRADUÉS

- RENAULT, Bastien, M.Sc.A, *Traitement tertiaire du lisier de porc par un bioréacteur à membranes immergées*. Novembre 2004.
- CHEVALIER, Pascal. M.Sc.A, *Traitement tertiaire du lisier de porc par un bioréacteur à membranes immergées de taille pilote*. Juin 2005

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)
- BEHMANN, H. (2004). Communication personnelle par courriel, Zenon Environmental Inc., 11 mars 2004.
- 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.

- CAMPBELL, C. 1997. *Vocabulaire de la production d'eau potable et du traitement des eaux usées*. Sainte-Foy: Publication du Québec. 48p.
- CHABOT, R., GALLOT, J.E., DUTIL, C., ROBERGE, S. 2004. *Solution Biofertilisante F, rapport final*. St-Romuald, (Qc) : Envirogain, 99 p.
- CHERYAN, M. 1998. *Ultrafiltration and Microfiltration Handbook*. Lancaster, PA : Technomic Publishing Co.
- CHIEMCHAI SRI, C. AND YAMAMOTO, K. (1993). "Biological nitrogen removal under low temperature in a membrane separation bioreactor." *Water Science & Technology* **28**(10): 325-333.
- CHIEMCHAI SRI, 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.

COMEAU, Y., KHAROUNE, M., CHABOT, R., DUTIL, C., GAGNÉ, G. 2003. "Traitement tertiaire (polissage) du lisier de porc par un bioréacteur a membranes (BRM) immergées". *Proposition scientifique soumise à la CORPAQ*. École Polytechnique de Montréal.

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

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

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

- 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)
- 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.
- ENVICARE. (2002). Enlarged view of hollow-fiber membranes. In *Site d'EnviCare® Engineering consultant for process technology.*,
 [Online].www.envicare.at/images/memjet/mem_large.gif (Page consultée le 28 Août 2004).
- 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.
- FPPQ. (2001). Rapport d'évaluation des technologies de gestion et de traitement du lisier de porc. Fédération des Producteurs de Porcs du Québec. Québec.
- FPPQ. (2004). Portrait de la production porcine. In *Site de la Fédération des Producteurs de Porc du Québec*,
<http://www.leporcduquebec.qc.ca/pages/Portrait/Page-portraitRETOM.html> (Page consultée le 04 Octobre 2004).
- FUGÈRE, R. 2002. *Ultrafiltration de lisier de porc*. Mémoire de maîtrise. École Polytechnique de Montréal.
- GOSSELIN, P. AND CHEVALIER, P. (2003). Guide canadien d'évaluation des incidences sur la santé (Volume 2). Santé Canada. Ottawa. 216 p.
- 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.
- HONG, S. P., BAE, T. H., TAK, T. M., HONG, S. AND RANDALL, A. (2002). "Fouling control in activated sludge submerged hollow fiber membrane bioreactors." *Desalination* **143**(3): 219-228.
- 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.
- KOPSER, G. C., MONTI, S. AND PETERSON, R. (2000). "Application of membrane bioreactor technologies to cruise ship gray and black water treatment". Maritime Environment International Conference and Exhibition, Genoa, Italy.
- 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. "Règlement sur les exploitations agricoles". [En ligne]. c. Q-2, r.11.1.

http://www2.publicationsduquebec.gouv.qc.ca/dynamicSearch/telecharge.php?type=3&file=/Q_2/Q2R11_1.HTM. (Page consultée le 20 Novembre 2004)

MENV. (2002). Guide de conception des installations de production d'eau potable. In

MENV, <http://www.menv.gouv.qc.ca/eau/potable/guide/> (Page consultée le

MENV. 2000. Guide de présentation des demandes d'autorisation pour les systemes 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. 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)

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)

METCALF & EDDY 2003. *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*, 4th ed.

New-York : McGraw-Hill.

- MULLER, E.B., STOUTHAMER, A.H., VAN VERSEVELD, H.W., EIKELBOOM, 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.
- NAH, Y. M. (2000). "Nitrogen removal in household wastewater treatment using an intermittently aerated membrane bioreactor." *Environmental Technology* **21**(1): 107-114.
- PARAMESHWARAN, K., VISVANATHAN, C. AND AIM, R. B. (1999). "Membrane as solid/liquid separator and air diffuser in bioreactor." *Journal of Environmental Engineering* **125**(9): 825-834.
- PHILIPS, S., RABAEY, 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. *Traitement 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.
- SCHLUMPF, J. P., TREBOUET, D., QUEMENEUR, F., MALERIAT, J. P. AND P., J. (2001). "Réduction de la DCO dure des lisiers de porc et lixiviats par nanofiltration." *Revue des Sciences de l'Eau* **14**(2): 147-155.
- SEO, G. T. (2000). "Two stage intermittent aeration membrane bioreactor for simultaneous organic, nitrogen and phosphorus removal." *Water Science and Technology* **41**(10): 217-225.
- 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. 1999. "Domestic wastewater treatment by a submerged membrane bioreactor with gravitational filtration". *Water Research*. **33**(12): 2888-2892.
- 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., 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.

VISVANATHAN, C., AIM, R. B. AND PARAMESHWARAN, K. (2000). "Membrane separation bioreactors for wastewater treatment." *Critical Reviews in Environmental Science and Technology* **30**(1): 1-48.

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 ENVIRONMENTAL INC. 2003. *ZW-10 Demonstration Unit: Installation & Operating Manual*. Oakville, (Ont.), Canada: ZENON Environmental Inc.

ZENON. (2001). INSTALLATION & OPERATING MANUAL for ZeeWeed - 1(ZW-1) Bench Test Unit. ZENON Environmental Systems Inc. Oakville, Ontario.

ZENON. 2004. Membrane Bioreactor Process Overview. www.zenon.com/MBR. [En ligne]. (Page consultée le 17 janvier 2005)