Université du Québec
INRS-Eau, Terre et Environnement

NOUVELLE CONCEPTION D'INTÉGRATION DES FIBRES CREUSES D'UNE MEMBRANE AUX BOUES ACTIVÉES (BRM) DANS LE TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE L'INDUSTRIE DES PÂTES ET PAPIERS

Par
Kamal El haji
(M.Sc. Hydrogéologie)

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

Jury d'évaluation

Examinatrice externe	Danielle Prévost, Professeure INRS
Examinateur externe	K. Subba Narasiah, Professeur de Génie civil Université du Québec à Sherbrooke
Examinateur externe	Robert Hausler, Professeur de Chimie Université du Québec à Montréal
Examinateur interne et codirecteur de recherche	José R. Valéro, Professeur invité INRS-ETE
Directeur de recherche	R. D. Tyagi, Professeur INRS-ETE

© Droits réservés de Kamal El haji, 2006

REMERCIEMENTS

Cette étude a été réalisée à l'Institut National de la Recherche Scientifique, INRS-ETE de Québec sous la direction du professeur R.D. Tyagi. Avant tout, je saisis l'occasion pour présenter tous mes remerciements à monsieur Tyagi (directeur de thèse) qui a su m'offrir toutes les qualités d'un excellent encadrant de thèse. Parmi ces qualités, je ne citerais que le volet scientifique et le volet humain.

J'aimerais remercier également tout le personnel de l'INRS-ETE et plus particulièrement Sylvie Saint-Pierre du laboratoire d'assainissement.

Mes remerciements vont à monsieur Jean Saint-Ange et Monsieur Dan Martineau de la compagnie des pâtes et papiers (Tembec *Inc.*) pour leur étroite collaboration. Je remercie aussi Monsieur Hady Houssein, de la compagnie Zenon, qui a fourni les membranes pour son support technique.

Je reste reconnaissant à l'INRS-ETE pour le soutien financier que j'ai reçu sous forme de bourse tout au long de cette thèse.

Mes remerciements sont aussi adressés aux professeurs : Danielle Prévost, K. Subba Narasiah, José R. Valéro et Robert Hausler qui ont accepté de juger cette thèse.

Finalement, je remercie toute ma famille pour son support moral et je dédie ce travail à mes adorables parents pour tous leurs sacrifices ainsi que leurs efforts déployés pour me soutenir tout au long de mon cheminement.

RÉSUMÉ

La filtration par membrane, à des faibles pressions, et plus particulièrement l'ultrafiltration, a suscité un grand intérêt chez les milieux industriels d'une part et les milieux universitaires d'autre part. Cette technologie présente une alternative, économiquement viable, aux procédés de traitement conventionnels surtout des eaux usées dont la charge en DCO est très élevée.

Le couplage des procédés, physique et biologique, a été utilisé pour traiter différentes eaux usées d'une compagnie papetière au Canada. Le but de cette étude consistait en l'optimisation de l'exploitation, d'une membrane à fibres creuses couplée à des boues activées, dans un même réacteur.

Deux configurations spatiales de la membrane ont été utilisées dans deux modules différents. La première configuration (1) consistait à positionner les deux collecteurs de la membrane dans le fond d'un bioréacteur cylindrique permettant la flottaison des fibres dans la liqueur mixte. La seconde configuration (2) a été réalisée en mettant l'un des collecteurs de la membrane au fond du bioréacteur et l'autre au dessus de celui-ci de telle manière à garder les fibres de la membrane en position verticale. À cette deuxième configuration, on a intégré un processus de circulation de la liqueur mixte selon un circuit fermé. Suite au développement de ces deux bioréacteurs, la deuxième phase de cette recherche a été amorcée par le traitement des principales eaux usées de cette même compagnie papetière. Ces différentes eaux usées produites à différentes étapes lors de la fabrication du papier, ont été traitées séparément. L'opération de ce couplage a été réalisée à différents TRH; TRH= 1j, 2j, 3j et 4j et à différentes charges en DCO (9000mg/l à 17000mg/l). La configuration (2) a permis l'obtention de meilleurs résultats. Ainsi, la durée pendant laquelle le flux du perméat restait constant, était 4 fois supérieure à celle obtenue par la première configuration et pour le même ordre de pression. Une réduction moyenne, en DCO, de 85% a été réalisée comparativement à 72% de réduction en DCO obtenue lors de l'utilisation de la première configuration. L'exploitation de ces deux configurations dans deux bioréacteurs (1) et (2) a permis dans les deux cas l'obtention d'un perméat non toxique.

MOTS CLÉS

Membranes, ultrafiltration, BRM, boues activées, liqueur mixte, pâtes et papier, PCTMB, eaux blanches et perméat.

TABLE DES MATIÈRES

REMERCIEMENTS ..... **III**

RÉSUMÉ ..... **V**

TABLE DES MATIÈRES ..... **VII**

LISTE DES FIGURES ..... **IX**

LISTE DES TABLEAUX ..... **XI**

1. INTRODUCTION **1**

1.1. Introduction générale 1
1.2. Problématique 4
1.3. Objectifs 7
1.4. Hypothèse 9

2. L'INDUSTRIE DES PÂTES ET PAPIERS **11**

2.1. Mise en pâtes et blanchiment 12
2.1.1. Fabrication des pâtes 13
2.1.2. Caractéristiques des effluents 16
2.1.3. Quelques impacts des effluents des pâtes et papiers sur l'écosystème aquatique 20
2.2. Les nouvelles normes environnementales au Canada 22
2.3. Technologies de contrôles des rejets des pâtes et papiers 22
2.3.1. Traitements internes (à la source) 22
2.3.2. Traitements externes 24
2.3.3. Les traitements biologiques 25

3. LES MEMBRANES ET LES PROCÉDÉS DE SÉPARATION MEMBRANAIRE **27**

3.1. Les membranes 27
3.1.1. Définition 27
3.1.2. Compositions des membranes 27
3.1.3. Les modules 29
3.1.4. La mise en oeuvre 30
3.2. Les procédés de séparation 31
3.2.1. Classification 31
3.2.2. Objectifs de la technologie 34
3.3. Ultrafiltration 35
3.3.1. Historique de l'utilisation des membranes dans les papetières 35
3.3.2. Choix de la technologie d'Ultrafiltration pour la réalisation de cette étude 37

3.3.3. Technologie de l'utrafiltration combinée à celle des boues activées comme nouvelle technologie émergente dans le traitement des effluents de pâtes et papiers 39
3.3.4. Avantages et inconvénients de l'utilisation des membranes 41

4. MÉTHODOLOGIE 43

4.1. Principe de conception du module 48
4.2. Traitement des effluents 50
4.2.1. Choix des principaux points d'échantillonnage 50
4.2.2. Choix de la chronologie de traitement des différents effluents 51
4.2.3. Acclimatation de la biomasse 51
4.2.4. Optimisation des principaux paramètres d'exploitation du traitement 51
4.2.5. Mesure des paramètres de contrôle 51
4.3. Matériels et méthodes 53
4.3.1. Bioréacteur (1) 53
4.3.2. Bioréacteur (2) 57
4.3.3. Boues activées 62

5. RÉSULTATS ET DISCUSSIONS 63

5.1. Discussion du principe 63
5.2. Résultats et discussions - Bioréacteur (1) et Bioréacteur(2) 69
5.2.1. Bioréacteur (1) 69
5.2.2. Bioréacteur (2) 73
5.2.3. Conclusion 76
5.3. Expérimentation sur l'effluent # 1 78
5.3.1. Caractérisation de l'effluent # 1 78
5.2.4. Paramètres de fonctionnement 80
5.2.5. Résultats et discussions 81
5.2.6. Toxicité 96
5.2.7. Comparaison des performances des deux bioréacteurs (1) et (2) dans le traitement de l'effluent # 1 100
5.3. Expérimentations sur l'effluent # 2 101
5.3.1. Caractérisation de l'effluent # 2 102
5.3.2. Paramètres de fonctionnement 103
5.3.3. Résultats et discussion (effluent # 2) 103
5.3.4. Toxicité 111
5.4. Résumé des résultats 115

6 CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS 117

6.1. Conclusions 117
6.2. Originalité et contributions de cette thèse 121
6.3. Recommandations 122

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES 125

ANNEXES 139

LISTE DES FIGURES

Figure 1 : Les proportions en matière organique et inorganique des effluents du lavage interstade. (Tyagi *et al.*, 1995) 19
Figure 2 : Les compositions de l'effluent du blanchiment en matières organique et inorganique. (Tyagi *et al.*, 1995) 19
Figure 3 : Mouvement tangentiel des particules par rapport à la surface des fibres de la membrane 49
Figure 4 : Schéma général du bioréacteur (1) qui intègre la membrane et les boues activées dans le même module 56
Figure 5 : La nouvelle configuration spatiale de la membrane dans le Bioréacteur 2 58
Figure 6 : Variation du flux du perméat en fonction du temps à Q_{LM}=0.6 m^3/h 64
Figure 7 : Variation du flux du perméat en fonction du temps à Q_{LM}=0.7 m^3/h 64
Figure 8 : Variation du flux du perméat en fonction du temps à Q_{LM}=0.8 m^3/h 65
Figure 9 : Variation du flux du perméat en fonction du temps à Q_{LM}=0.9 m^3/h 65
Figure 10 : Variation du débit du perméat durant le temps d'expérimentation à 71
Figure 11 : Variation du débit du perméat durant le temps d'expérimentation à TRH=3j 71
Figure 12 : Variation du débit du perméat durant le temps d'expérimentation à TRH=2j 72
Figure 13 : Variation du débit du perméat durant le temps d'expérimentation à TRH=1j 72
Figure 14 : Variation du débit du perméat durant le temps d'expérimentation à TRH=4j 74
Figure 15 : Variation du débit du perméat durant le temps d'expérimentation à TRH=3j 75
Figure 16 : Variation du Débit du Perméat durant le temps d'expérimentation à TRH= 2j .. 75
Figure 17 : Variation du Flux du Perméat durant le temps d'expérimentation à TRH=1j 76
Figure 18 : Évolution des concentrations en solides totaux dans les bioréacteurs (1) et (2) en fonction du temps 82
Figure 19 : Évolution des concentrations en solides dissous du bioréacteur (1) et son perméat en fonction du temps 83
Figure 20 : Évolution des concentrations en solides dissous de la liqueur mixte du bioréacteur (2) et de son perméat en fonction du temps. 84
Figure 21 : Évolution de la DBO5 au cours du temps dans le bioréacteur (2) 85

Figure 22 : Variations de la DCO en fonction du temps lors de l'utilisation du bioréacteur (1) 86
Figure 23 : Variations de la DCO, en fonction du temps lors du traitement de l'effluent # 1 par le bioréacteur 2 87
Figure 24 : Variations des concentrations en N-NH4 dans l'effluent # 1 et le perméat en fonction du temps dans le bioréacteur (2) 90
Figure 25 : Évolution des concentrations en O-PO_4 dans l'effluent # 1 et le perméat du bioréacteur (1) en fonction du temps 92
Figure 26 : Évolution des concentrations en O-PO4 dans l'effluent # 1 et le perméat du bioréacteur (2) en fonction du temps 93
Figure 27 : Évolution des concentrations en oxygène dissout dans les deux bioréacteurs (1) et (2) en fonction du temps d'expérimentation sur (E-1). 94
Figure 28 : Production des boues (PB) dans les deux bioréacteurs (1) et (2) en fonction du temps 96
Figure 29 : Évolution des concentrations en solides totaux (ST) de la liqueur mixte et du perméat en fonction du temps 104
Figure 30 : Évolution des matières en suspension (MES) dans la liqueur mixte lors du traitement de l'effluent # 2 du bioréacteur (2) en fonction du temps..... 106
Figure 31 : Évolution de l'oxygène dissout dans le bioréacteur (2) en fonction du temps. (Effluent # 2) 107
Figure 32 : Évolution des concentrations en DBO5 de l'effluent # 2 et de son perméat en fonction du temps 109
Figure 33 : Évolution des concentrations en DCO de l'effluent # 2 et de son perméat en fonction du temps d'expérimentation 109
Figure 34 : Production des boues lors du traitement de l'effluent # 2 en fonction du temps 111

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1 : Les principales étapes de fabrication dans une usine qui utilise le procédé Kraft et les volumes d'effluents qui en découlent. (Tiré de Eckenfelder, 1970) 17
Tableau 2 : Les Normes Environnementales Fédérales et Provinciales 23
Tableau 3 : Comparaison des différentes techniques séparatives à membrane 35
Tableau 4 : Paramètres et valeurs des principales composantes du Bioréacteur (1) 54
Tableau 5 : Paramètres et valeurs des principales composantes du Bioréacteur 2 57
Tableau 6 : Les principales étapes de production des pâtes et papier, les principales caractéristiques des effluents correspondant à chacune de ces étapes et les points d'échantillonnage. 60
Tableau 7 : Les caractéristiques de l'effluent # 1. 80
Tableau 8 : Paramètres d'opération des deux bioréateurs (1) et (2) pour traiter l'effluent # 1. 80
Tableau 9 : Résultats sommaires de toxicité. 97
Tableau 10 : Comparaison des performances réalisées par les deux bioréacteurs dans le traitement de l'effluent # 1. 101
Tableau 11 : Les principales caractéristiques de l'effluent # 2. 102
Tableau 12 : Résultats sommaires de toxicité, cas de l'effluent # 2 113
Tableau 13 : Performances du bioréacteur # 2 dans le traitement des deux effluents (1) et (2) 114
Tableau 14 : Les résultats de performances du bioréacteur # 2 116

LISTE DES ABRÉVIATIONS

AOX :	composés organiques halogénés.
DBO_5:	demande biologique en oxygène
DCO:	demande chimique en oxygène
COT:	carbone organique total
PM:	pâtes mécaniques
PTM:	pâtes thermo-mécaniques
PCTM:	pâtes chimico-thermomécaniques
PCTMB:	pâtes chimico-thermomécaniques blanchies
BRM:	bioréacteur à membrane
LM :	liqueur mixte

1. INTRODUCTION

1.1. Introduction générale

Cette étude fait partie intégrante du projet de collaboration entre l'Institut National de la Recherche Scientifique, Eau, Terre et Environnement (INRS-ETE) de l'université du Québec et la compagnie des pâtes et papiers Tembec *Inc.* Les travaux de ce projet concernent l'évaluation des potentialités des nouvelles technologies dans le cadre du traitement des eaux usées de Tembec *Inc.* pour permettre à la compagnie de répondre aux nouvelles normes environnementales qui deviennent de plus en plus strictes.

Étant donné que la plupart des traitements conventionnels, des eaux usées des pâtes et papiers, ne peuvent plus répondre aux nouvelles exigences législatives surtout en matière de réduction ou d'élimination des paramètres inhabituels aux tests de pollution, Tembec *Inc.* a décidé d'explorer de nouvelles technologies. À cet effet, on a proposé une technologie novatrice récemment développée dans ce domaine, qui consiste à combiner un procédé physique de séparation membranaire (Ultrafiltration) et un procédé biologique aux boues activées (BA).

Avant de qualifier cette technologie de traitement, l'identification des principales contraintes exercées par les effluents de l'industrie papetière sur les différents systèmes de traitement utilisés a été visée en premier temps. Ceci dans un but bien précis qui consiste à mieux adapter les procédés de traitement à la réalité des exigences de la nouvelle loi. Par conséquent une étude exhaustive de la littérature concernant les différents procédés de traitement de la majorité des secteurs industriels s'est avérée obligatoire et nécessaire.

À cet effet, une caractérisation des différents effluents de la compagnie papetière Tembec *Inc.* a été entamée. Les trois principales caractéristiques des effluents de cette industrie sont leurs grands volumes, leurs charges en DCO très élevées et leurs toxicités aigues. Quant à l'étude de la littérature, celle ci a permis, dans notre cas, de classer les procédés de traitement des effluents en deux grands groupes : d'une part, les procédés faiblement sensibles à la première caractéristique; qui est le grand volume d'effluents

produits et d'autre part, les procédés de traitement qui sont limités par les grands volumes d'effluents produits et non les charges, en DCO, élevées. Du fait que les effluents de cette industrie papetière sont caractérisés, essentiellement, par leurs grands volumes et par leurs charges en DCO très élevées, la nécessité de s'orienter vers des technologies de traitement qui prennent en considération les caractéristiques, citées précédemment, s'est avérée obligatoire, afin de répondre aux nouvelles exigences. Or, les technologies de traitement existantes actuellement ne sont pas en mesure de s'adapter à la fois aux deux caractéristiques principales des effluents de cette industrie papetière.

En conclusion, le défit consistait à trouver une technologie, qui regroupe à la fois un procédé de traitement insensible à la première contrainte exercée par l'effluent (grands volumes) lors du traitement et un autre procédé qui est insensible à la deuxième contrainte (très grandes charges en DCO). Ce défit peut être relevé, à condition que les deux procédés ne soient pas très vulnérables aux autres contraintes exercées par les effluents de la papetière.

Le fait d'exposer les principales caractéristiques des effluents de l'industrie des pâtes et papiers et les principales technologies de leurs traitements, à la lumière des nouvelles réglementations, il est devenu à notre portée d'orienter la sélection de certaines technologies de traitement. Ainsi, notre choix final s'est arrêté à la technologie des boues activées et à la technologie de séparation membranaire.

La technologie de traitement la plus utilisée et la mieux étudiée dans l'industrie des pâtes et papiers est celle des boues activées (BA). Il faut rappeler que cette technologie de traitement était bien adaptée aux secteurs d'activités industrielles qui produisent des grands volumes d'effluents dont la charge principale est formée par la matière organique. Or, comme il a été cité précédemment, et plus particulièrement depuis les années 1995; date du début de changement des règlements, ces BA ne répondent plus aux nouvelles normes concernant l'enlèvement en DBO_5 qui sont de plus en plus restrictives. Ceci a conduit à une technologie qui permettra d'optimiser le rendement des boues activées d'une part et de leur conférer une valeur ajoutée d'autre part.

Le procédé de traitement, par boues activées, est bien adapté aux grands volumes d'effluents produits par l'industrie papetière. Par contre, il présente un handicap vis-à-vis la nouvelle réglementation qui a trait aux enlèvements de la DCO. Pour pallier à cet handicap, j'ai choisi la technologie de séparation membranaire qui permettrait d'augmenter la réduction de la DCO tout en augmentant la concentration de la biomasse dans le bioréacteur utilisé. Certains essais sur cette dernière technologie ont vu le jour ces dernières années à travers le monde surtout en Finlande, Japon et Australie. La conclusion qui s'impose après l'étude de ces recherches, c'est que cette technologie a été appliquée aux effluents de pâtes et papiers selon la même perception des autres technologies conventionnelles. Cette perception se résume par le fait de collecter l'effluent final produit par les papetières et lui appliquer cette technologie de séparation membranaire à la sortie de l'usine. Il est évident que la façon suivant laquelle la technologie de séparation membranaire est utilisée, est en bonne partie responsable, surtout, des problèmes techniques qui en découlent et qui s'opposent à son utilisation à grande échelle.

Le procédé de séparation membranaire, utilisé dans le traitement des eaux usées des papetières, offre la possibilité d'augmenter la concentration de la biomasse s'il est intégré dans le bioréacteur à boues activées. Lors de l'application du procédé de séparation membranaire, les fibres creuses de la membrane doivent être immergées dans les boues activées à fin de jouer le rôle de barrière physique pour la biomasse du bioréacteur tout en permettant l'évacuation du perméat. Cette augmentation de concentration en biomasse affecte favorablement le rendement du traitement par boues activées (BA). Quant à la valeur ajoutée, elle se résume par le fait que ce procédé de séparation membranaire permet d'éviter le recours au décanteur secondaire.

Les résultats présentés ultérieurement dans ce document montrent clairement que cette technologie peut répondre très efficacement à la majorité des nouvelles réglementations environnementales concernant les effluents de l'industrie papetière.

Dans un premier temps, la compagnie citée ci haut a mené une étude, à laquelle j'ai participée, sur cette nouvelle technologie de traitement. L'objectif de cette étude était de

traiter l'effluent à la sortie de l'usine par le procédé membranaire couplé à celui des boues activées en condition thermophile. Les conclusions tirées des résultats de cette étude seront présentées sous forme d'un tableau comparatif avec les résultats qui ont été obtenues à l'INRS-ETE. Ces conclusions ont permis d'élaborer certaines stratégies d'opération du procédé de traitement afin d'essayer de résoudre les problèmes déjà rencontrés et par la même occasion d'essayer d'optimiser certains paramètres de contrôle. Ainsi, la combinaison des résultats de cette première étude et la littérature, ont permis de tracer les lignes directrices autour desquelles le travail de cette thèse a été mené.

1.2. Problématique

Les balises qui orientaient le développement du procédé de traitement des effluents de l'industrie papetière lors de cette étude sont de tailles énormes et ne peuvent en aucun cas être ignorées. Ces balises rencontrées avant et pendant cette étude se résument par les trois volets essentiels suivants:

1- Les nouvelles réglementations de plus en plus restrictives;
2- Les contraintes exercées par les effluents de l'industrie papetière Tembec (les grands volumes d'effluents, leurs toxicités aiguës et leurs charges très élevées) sur les procédés de traitement existants les rendent inefficaces vis-à-vis ces réglementations et
3- La difficulté d'adaptation des nouvelles technologies de traitement, potentiellement prometteuses, aux nouvelles contraintes exercées par les effluents de cette industrie.

L'interaction entre les trois volets cités précédemment soulève les défis suivants : à savoir en un premier lieu que les procédés conventionnels qui étaient autre fois relativement efficaces ne le sont plus dans la majorité des cas surtout dans le contexte de la nouvelle réglementation. En deuxième lieu, les technologies qui sont testées actuellement, ne sont pas encore bien adaptées techniquement et économiquement à la réalité du traitement exigé par les nouvelles réglementations. Ce dernier point est considéré comme l'axe principal autour duquel cette étude a été établie.

Tout d'abord, les études menées sur le traitement des eaux usées des pâtes et papiers par les procédés conventionnels démontrent que ces derniers ne sont pas en mesure de répondre à toutes les nouvelles exigences environnementales surtout législatives. La nouvelle technologie de traitement qui consiste à coupler les procédés de séparation membranaire avec les procédés de boues activées ne dépasse pas encore le stade laboratoire et le stade pilote dans le secteur des pâtes et papiers.

Lors des tests effectués dans le cadre de cette étude, il ne fallait pas tenir compte uniquement du volet académique mais tenir compte aussi du volet qui concerne le transfert des essais du stade laboratoire au stade pilote et par la suite au stade grande échelle. Ceci nous a obligé, tout le long de cette étude, à prendre en considération la problématique dans son cadre réel; à savoir les grands volumes d'effluents produits, leurs toxicités très aigues et leurs charges en DCO aussi très élevées tout en respectant les nouvelles réglementations.

Pour atteindre les nouveaux taux de réduction ou d'élimination de certains paramètres comme la DBO_5, les AOX, la toxicité etc. exigés par le gouvernement, le couplage des procédés de séparation membranaire et ceux des boues activées peut être d'une utilité capitale. L'handicap majeur des membranes c'est leur mauvaise adaptation aux grands volumes d'effluents produits par l'industrie papetière. Cette mauvaise adaptation est due principalement au phénomène de colmatage des membranes. Après une série de tests au laboratoire, l'existence d'une relation entre la pression de succion et la variation du débit du perméat a été constatée. Ainsi, dans un intervalle de temps bien déterminé, le débit du perméat est inversement proportionnel à la pression négative exercée à l'intérieur des fibres de la membrane.

La contrainte majeure rencontrée dès le début des essais préliminaires était liée aux problèmes de colmatage accentués par le phénomène de polarisation. Dès que la pression négative était augmentée à l'intérieur des fibres de la membrane pour atteindre un temps de rétention hydraulique adéquat pour le traitement biologique et aussi un débit de perméat qui correspond aux attentes de l'industrie, une variation importante du débit du perméat était enregistrée. Une augmentation de la pression de succion à la surface des fibres de la

membrane se traduit automatiquement par un piégeage important d'un nombre de particules qui s'agglomèrent sous l'effet de cette pression sur la surface des fibres, colmatant ainsi les pores de la membrane. La première solution qui vient à l'esprit pour réduire ce problème de colmatage consiste à réduire la pression de succion exercée à l'intérieur des fibres creuses de la membrane. Or, une réduction de la pression négative à l'intérieur de la membrane impliquerait une augmentation du temps de rétention hydraulique, ce qui ne résout pas le problème de la compagnie papetière d'une part et le bon fonctionnement du procédé des boues activées d'autre part.

Les trois principales contraintes qui caractérisent les effluents produits par les industries papetières sont leurs volumes très élevés, leurs charges en DCO et leurs toxicités très élevées. L'obstacle majeur qui s'oppose actuellement à une vaste utilisation de cette technologie reste le prix élevé associé à sa production et à son exploitation. C'est pour cette raison que cette étude a été orientée, dans un premier temps, pour essayer de réduire certains problèmes majeurs qui entravent la bonne exploitation à grande échelle de cette technologie.

Le coût total (capital, fonctionnement et amortissement) de traitement, d'une tonne de DBO/jour, par le bioréacteur à membrane est directement lié au débit (Q en m^3/j) des effluents. À titre d'exemple, les coûts de traitement des effluents dont le débit est de 14000 m^3/j et qui ont une charge de 25T en DBO/j, soit par le bioréacteur à membrane ou bien par le procédé à boues activées sont similaires. Or, une augmentation de trois fois du débit de l'effluent, fait augmenter le coût total de traitement par bioréacteur à membrane d'environ deux fois par rapport à celui des boues activées. De ce fait, il ressort que le point faible qui limite l'utilisation des BRM est le débit élevé alors que leur point fort, reste le traitement des effluents à charge élevée. En industrie papetière, la quantité d'eau utilisée est très élevée (60-110 m^3/T de pâtes produites). Par conséquent, pour utiliser actuellement la technologie du BRM, il faut cibler les effluents à charge élevée et dont les débits sont faibles. Ceci conduit à l'intégration de cette technologie aux procédés de fabrication du papier déjà mis en place pour une meilleure exploitation de celle-ci. En plus, cette technologie peut être utilisée aussi au stade du traitement interne qui vise principalement la recirculation des

eaux. Cette dernière approche est très importante dans la mesure où elle permettrait de réduire la dilution des contaminants dans des effluents à faible charge et à grands volumes produits à différents niveaux de fabrication des pâtes et papiers. Cette approche permettrait aussi de réduire la consommation des eaux par cette industrie en les recirculant, tout simplement à des niveaux de production moins exigeants en qualité, après le procédé de séparation membranaire.

Ce genre de problèmes cité ci haut a amené à une révision de toutes les composantes qui interviennent dans ce procédé de traitement à savoir :

a- Les effluents produits par la compagnie Tembec;
b- Les boues activées utilisées dans le traitement biologique;
c- Les membranes de séparation et
d- Le couplage ou l'intégration des deux procédés de traitement; biologique et physique.

La révision des composantes précédentes et l'apport de la littérature dans le domaine ont permis d'éviter certains problèmes et de fixer certains objectifs pour la réalisation de cette étude.

D'abord cette étude a été réalisée en deux tranches. La première consiste en la conception d'une nouvelle configuration spatiale des membranes dans le bioréacteur. La seconde tranche consiste à traiter, séparément les uns des autres, les principales eaux usées produites par la même compagnie. Pour réaliser cette étude certains objectifs ont été fixés.

1.3. Objectifs

Tout d'abord, le choix du procédé de séparation par membrane et plus spécifiquement l'ultrafiltration a été fondé sur les grandes possibilités qu'offre cette technologie. Parmi ces possibilités, je peux citer le large éventail des seuils de coupure qui permettent le choix d'adapter les membranes à la taille des particules visées par le

processus de séparation. En outre, je peux citer le rapport qu'offre cette technologie entre la surface totale des fibres de la membrane et celle des boues activées. Cette caractéristique permet de mettre en contact le maximum de boues activées avec les surfaces de toutes les fibres de la membrane.

À cet effet, j'ai choisi d'intégrer la membrane dans les boues activées pour essayer d'augmenter considérablement la concentration en biomasse tout en séparant l'effluent traité des boues activées. Il faut rappeler que lors de l'utilisation du procédé de traitement par boues activées j'ai eu recours à une étape de décantation pour séparer les eaux traitées de la biomasse. Pendant cette étape, une perte non négligeable de la biomasse a été enregistrée et ce n'est qu'après que la réinoculation a été effectuée à partir de la biomasse récupérée. Dans le cas des usines de traitement des eaux usées urbaines par les boues activées, cette concentration en biomasse réinoculée est d'environ 9% (Edeline, 1980).

Ainsi, le programme de cette recherche a été établi pour atteindre un objectif principal et d'autres objectifs spécifiques. L'objectif principal, consiste en la conception et en le développement d'une nouvelle configuration spatiale pour l'intégration d'une membrane aux boues activées. Cette conception est basée, principalement, sur l'optimisation des différents paramètres qui gèrent le procédé de filtration (force de succion, diamètres des particules, vitesse d'écoulement tangentiel). La membrane et les boues activées sont placées dans un même bioréacteur (module) pour traiter séparément, dans des conditions mésophiles, deux principaux types d'eaux usées choisis préalablement. Quant aux objectifs spécifiques, ils sont énumérés comme suit :

a) traiter séparément, les uns des autres, les principaux effluents produits par cette industrie lors des différents procédés de fabrication du papier;
b) obtenir un enlèvement élevé en DCO et en DBO tout en gardant une faible production de boues ainsi qu'un temps de rétention hydraulique le plus court possible;
c) réduire ou même éliminer la toxicité des effluents;

d) comparer les valeurs de certains paramètres (DCO, DBO, TOXICITÉ, etc.) aux entrées et aux sorties des bioréacteurs de l'INRS et de la papetière;
e) comparer l'efficacité du traitement de chaque type d'eau pour évaluer à quelle étape de fabrication du papier dans l'usine, l'utilisation du bioréacteur à membranes est la plus efficace.

Il s'agit donc de concevoir une configuration spatiale à l'intégration des membranes dans le bioréacteur qui réduirait ou éliminerait les problèmes liés au colmatage. Ensuite, il faut déterminer les conditions optimales pour obtenir une réduction importante de la demande chimique en oxygène, une faible production de boues, un perméat non toxique et un temps de résidence hydraulique le plus court possible.

1.4. Hypothèse

Le vaste choix des seuils de coupure pour séparer le perméat de la liqueur mixte est un grand avantage du fait qu'il procure le contrôle sur les compositions chimiques et biologiques du perméat. Ce même avantage de sélection peut devenir un obstacle au bon fonctionnement de cette technologie de traitement par le fait qu'il réduise le débit du perméat sous différentes conditions. À titre d'exemple, l'augmentation de la force de succion, nécessaire pour atteindre des débits élevés de perméat, fait augmenter le problème de colmatage qui serait à l'origine d'une chute exponentielle du débit du perméat. Nos tests préliminaires et la revue de la littérature, montrent clairement qu'il faut revoir en profondeur cette force de succion et les autres paramètres qui interviennent dans ce processus de séparation membranaire pour essayer de mieux adapter cette technologie à la réalité des effluents de pâtes et papiers dans le nouveau cadre législatif. Lors de cette étude, notre intérêt a été orienté de telle manière à développer une nouvelle relation entre l'écoulement du fluide, la configuration spatiale des membranes et la concentration des particules. Notre hypothèse est basée sur le principe qui consiste à créer, pour les particules de la liqueur mixte un mouvement tangentiel, par écoulement, aux surfaces des fibres creuses de telle sorte à ce que la vitesse d'écoulement génèrera une contrainte de cisaillement supérieure à celle de la force de succion. Du fait que la force de cisaillement soit supérieure à celle de

succion, ceci empêchera certainement les particules de la liqueur mixte, dont les diamètres sont supérieurs au seuil de coupure de la membrane, de se colmater sur les parois de cette dernière.

L'effluent total à la sortie de l'usine des pâtes et papiers est composé par l'addition de plusieurs effluents qui sont produits au niveau des différentes étapes de fabrication du papier. Ces effluents sont différents les uns des autres par leurs volumes, par leurs compositions chimiques et par leurs toxicités. Par ailleurs, le paramètre limitatif à l'adaptation de la technologie de séparation membranaire reste le grand volume des effluents des papetières. Alors, la deuxième hypothèse élaborée lors de cette étude, consiste à utiliser les effluents comme paramètre d'optimisation de l'exploitation de la technologie membranaire. Ceci en sélectionnant, tout d'abord, les effluents qui s'adaptent le mieux à notre technologie pour les traiter ensuite séparément, selon un ordre chronologique bien précis pour éviter les chocs d'acclimatation causés à la biomasse du bioréacteur. Cette approche permettrait d'intégrer cette technologie de traitement à certains procédés spécifiques de l'usine de fabrication.

2. L'INDUSTRIE DES PÂTES ET PAPIERS

L'industrie des pâtes et papiers constitue un des principaux moteurs de l'économie canadienne. Malgré les retombées économiques importantes que génère cette industrie, elle est considérée parmi les secteurs les plus polluants au pays (Beaudoin et Martineau, 1995). Chaque année, l'industrie des pâtes et papiers utilise en moyenne 80 millions de tonnes de produits chimiques (Bettis, 1991) et une énorme quantité d'eau évaluée à 100-170 m3 par tonnes de pâtes produites. La pollution de l'écosystème par cette industrie a des conséquences désastreuses, particulièrement en milieu aquatique. Ces conséquences ont mené les deux paliers, d'une part les industries et d'autre part les gouvernements, à prendre des mesures qui sont parfois drastiques, pour lutter contre cette pollution.

L'identification et la compréhension des facteurs qui sont à la source des problèmes environnementaux générés par les fabriques de pâtes et papiers Tembec, sont une étape fondamentale dans le processus de traitement de leurs eaux usées. Une fois ces facteurs identifiés, l'approche la plus privilégiée à suivre pour gérer ces problèmes reste celle qui intègre cette gestion dans un cadre global. Pour ce faire, l'industrie doit gérer simultanément ce problème, par des traitements internes (à la source) et par des traitements externes (Fels *et al.*, 1997).

L'application des traitements internes et externes permettent de réduire le volume des rejets, la concentration de plusieurs substances dans les effluents et permettent même d'empêcher la formation de certains composés toxiques. Pour réaliser les objectifs cités ci-dessus, les industries ont recours à plusieurs méthodes à savoir :

- Le recyclage des eaux blanches pour essayer de réduire le volume des rejets et pour récupérer les fibres cellulosiques ainsi que certaines substances chimiques;
- Le choix du procédé de mise en pâte qui joue un rôle prépondérant dans la charge (DCO et DBO_5) et la composition chimique de l'effluent et

- La méthode de blanchiment comme la délignification à l'oxygène, qui permet de réduire l'utilisation du chlore au cours du blanchiment des pâtes, ce qui réduit par conséquent la concentration en organochlorés.

Les traitements externes concernent toutes les étapes d'épuration réalisées à l'extérieur des processus de production des pâtes et papiers. Ces traitements, peuvent être d'ordre physique et/ou chimique et/ou biologique (traitement primaire, secondaire et tertiaire).

On peut introduire la biotechnologie, comme nouvel outil de gestion, afin de résoudre certains problèmes liés aux rejets des industries de pâtes et papiers. Étant donné la précarité et la grande quantité de ressources naturelles utilisées par cette industrie, l'utilisation de la biotechnologie s'avère être un choix opportun (Bisaria, 1991 et Bergbauer *et al.*, 1992). Celle-ci peut être appliquée au stade de la bioconversion et au traitement des effluents avant leurs rejets (Chahal, 1991; Katzen et Monceaux, 1995). De plus, le recyclage de certaines ressources est aussi considéré comme une ressource future des dix prochaines années (Myréen 1994; Eley *et al.*, 1995, El Haji *et al.*, 1998).

Ce travail a été planifié pour étudier l'application d'un traitement externe (ultrafiltration et boues activées) tout en essayant d'élaborer des recommandations afin d'améliorer le traitement à la source. Cette amélioration consiste en l'utilisation possible du procédé à membranes dans une étape bien définie du processus de fabrication des pâtes.

2.1. Mise en pâtes et blanchiment

Avant d'aborder les problèmes liés aux traitements des eaux usées, une bonne compréhension des principales étapes de fabrication des pâtes et papiers, s'est avérée nécessaire afin de cerner les différentes sources génératrices de polluants. Dans ce domaine, les papetières utilisent différents procédés pour réduire la matière première (bois) en pâtes qui sont à la base de la fabrication du papier. Ces procédés sont répartis en deux groupes : les procédés mécaniques (PMD, PMR, PTM) d'une part et les procédés chimiques (PCTM, Kraft, etc.) d'autre part (PCTMB : pâte chimicothermomécanique blanchie).

2.1.1. Fabrication des pâtes

2.1.1.1. Principe

La transformation du bois en pâtes, consiste essentiellement en la séparation des fibres cellulosiques, qui sont la matière première pour la fabrication du papier, du reste des constituants du bois. Ces fibres une fois séparées, seront mises en solution pour former une pâte qui sera blanchie, dans certains cas, avant d'être transformée en papier. Il existe différentes méthodes pour réaliser cette séparation. Les processus de mise en pâtes sont généralement divisés en deux catégories : processus chimiques et processus mécaniques. Le premier processus consiste en l'utilisation de produits chimiques dont le rôle est de briser les liaisons entre la cellulose et le reste des constituants du bois sous des températures variant entre 150 °C et 200 °C. Dans le processus mécanique, l'énergie de frottement pour séparer les fibres cellulosiques des autres composantes du bois est utilisée. Cette énergie mécanique peut être assistée dans certains cas par une augmentation de température.

2.1.1.1.1 Les principaux procédés de séparation de la cellulose

Les procédés les plus utilisés dans l'industrie des pâtes et papiers sont : Kraft et PTM.

2.1.1.1.1.1 Le procédé chimique (KRAFT)

Le procédé Kraft est considéré comme la méthode chimique la plus utilisée dans l'industrie avec un rendement d'environ 40% (Fiedler *et al.*, 1990). Ainsi, le procédé Kraft permet aux papetières de récupérer 40% de la cellulose nécessaire à la fabrication du papier. Ce procédé consiste en l'addition, aux copeaux de bois, d'une solution alcaline (Na2S et NaOH) dont le rôle est de séparer les fibres cellulosiques de la lignine qui les entoure. Ce procédé permet d'enlever entre 90 à 95% de la lignine (Kringstad et Lindstrom, 1984). Le 5 à 10% de lignine restante, est responsable de la couleur sombre des pâtes produites, et par conséquent celles-ci nécessiteront au besoin un processus de blanchiment.

La Capacité annuelle de production de la pâte Kraft, par la compagnie Tembec, s'élève à 1 120 000 tonnes métriques. La pâte kraft de résineux offre d'excellentes caractéristiques pour la fabrication du papier ainsi que des propriétés extraordinaires de

cohésion des fibres. Lisse et flexible, la fibre d'épinette offre toutes les qualités désirées par les fabricants qui veulent produire des papiers de haute qualité.

2.1.1.1.1.2 Le procédé mécanique (PTM)

Quant au procédé mécanique (PTM), dont le rendement est d'environ 95%, il est le plus utilisé parmi les autres procédés de cette catégorie. Cette technique consiste en la séparation des fibres cellulosiques surtout la lignine par l'application d'une force mécanique aux bois sous des températures contrôlées (Mcleay *et al.*, 1987). Ce procédé peut être subdivisé en deux catégories : procédé mécanique sans additifs chimiques et procédé mécanique avec additifs chimiques.

Ainsi les pâtes issues des deux procédés cités ci haut, sont les plus répandues dans ce secteur d'activité. Les rejets de la production de ces deux types de pâtes créent une demande en oxygène et engendrent la libération de certaines substances chimiques qui sont toxiques pour l'environnement. Ces deux principaux problèmes peuvent être réglés partiellement ou totalement par une bonne gestion des procédés et un traitement biologique. La pollution causée par les procédés de fabrication de pâtes mécanique est beaucoup moins importante que celle due aux procédés de réduction du bois en pâtes par voie chimique, principalement en raison du rendement supérieur des pâtes mécaniques (Cossette, 1991).

2.1.1.1.1.3 Le blanchiment

Le blanchiment est un ensemble de processus, physico-chimiques, d'élimination de la lignine restante dans les pâtes. Ces processus assurent la brillance et augmentent même la qualité de la pâte. Cette étape est citée dans ce chapitre à cause de son importance comme source de polluants rencontrés dans les effluents. Le blanchiment peut se faire de différentes manières, présentant chacune des avantages et des inconvénients. Les deux principales méthodes de blanchiment des pâtes sont : la méthode par chloration, qui est la plus répandue, suivie par la méthode par oxygénation (Heizel, 1992; El-din et Smith, 2001) qui est très efficace mais plus coûteuse que la première. On peut ajouter aussi et à titre d'information, la méthode biologique qui se base sur l'utilisation des enzymes (Eriksson, et Kirk, 1985; Katagari *et al.*, 1995).

2.1.1.2. Les principales sources de produits chimiques dans les industries des pâtes et papiers

Les substances chimiques rencontrées dans les effluents des industries des pâtes et papiers prennent leurs origines à différentes étapes de la fabrication. Ces substances peuvent être libérées soit par la matière première (bois), soit par les additifs au cours des procédés ou soit par la compléxation des additifs et les substances issues de la matière première. La concentration des substances chimiques des effluents des pâtes et papiers est étroitement liée à l'essence de bois utilisée, à son âge, au procédé de mise en pâte et au processus de blanchiment employé.

La composition chimique des effluents est étroitement liée à l'essence du bois utilisée. En effet, la diversité des substances chimiques, contenues dans ces effluents, est proportionnelle aux nombres d'essences utilisées lors de la fabrication du papier.

Les conifères (les épinettes, le sapin, etc.) constituent la majeure partie de matière première utilisée dans les fabriques de pâtes et papiers. Les principales composantes du bois sont :

- la cellulose, qui présente en moyenne 40% de l'ensemble des constituants du bois. C'est un polymère à base de glucose $(C_6H_{10}O_5)$ n (hydrate de carbone) qui est à l'origine de la forme fibreuse du bois (3 à 5 mm pour le bois mou et 0.5 à 2mm pour les feuillus (Cossette, 1991);

- l'hémicellulose, qui occupe une portion estimée à 30% du reste des constituants du bois. C'est un polymère composé de différents sucres (hydrates de carbone) formant une structure non fibreuse (Barreto *et al.,* 1993);

- la lignine, dont la proportion moyenne est de 30%, est représentée par une substance phénolique qui est elle-même formée par des macromolécules polymérisées et amorphes (Blazej et Kosik, 1993);

- les matières extractibles; les acides gras, les acides résiniques, les estères, les terpènes et les dérivés alcooliques (Beall et Ingram1993) et

- les constituants mineurs (alcaloïdes et aldéhydes).

Dans cette optique, il faut aussi rappeler que l'essence de bois utilisée ainsi que son âge jouent un rôle non négligeable dans la composition chimique des effluents qui en découlent. Ainsi, l'utilisation d'une essence comme le bois feuillu qui ne contient pas d'acides résiniques favorise considérablement la diminution de la toxicité des effluents (Vallette et Choudens, 1987).

En ce qui concerne l'âge du bois utilisé dans la fabrication de pâtes, celui-ci joue un rôle essentiel dans la caractérisation des effluents. À titre d'exemple, je peux mentionner que l'utilisation des vieux copeaux de bois libère moins d'éléments toxiques que ceux produits par des copeaux de bois frais.

2.1.2. Caractéristiques des effluents

Du fait que les effluents concernés par cette étude sont issus du procédé de pâtes chimicothermomécaniques (PCTM), il serait alors avantageux de mettre en évidence leurs grandes caractéristiques. Les deux principales caractéristiques qui marquent ces effluents sont d'une part leur grand volume et d'autre part leur inhabituelle concentration en DBO pour les traitements secondaires conventionnels. Ces effluents sont formés par le mélange entre les eaux de lavage, les eaux blanches et les condensats. Selon nos analyses, la charge en DBO du procédé Chimicothermomécanique (PCTM) est deux à trois fois plus élevée que celle d'un procédé mécanique PTM.

Les données concernant les caractéristiques des effluents issus du procédé de fabrication des pâtes de type PCTM, rencontrées dans la littérature, se limitent souvent aux paramètres conventionnels de pollution. Ces derniers sont restreints à la demande chimique en oxygène (DCO), la demande biologique en oxygène (DBO_5), les solides totaux en suspension (STS), la toxicité causée à la truite arc-en-ciel et à Daphnia magna et les

nutriments (N et P). Actuellement, de nouveaux paramètres, tels les organochlorés halogénés (AOX), les dioxines (TCDD) et les furannes (TCDF) détectés en 1985 chez les poissons collectés en aval de certaines papetières (Amondola, 1987), sont ajoutés à la longue liste des polluants, autant pour les chercheurs et les gouvernements que pour les industriels.

2.1.2.1. Volume

Le Volume des effluents issus des fabriques de pâtes et papiers est évalué en moyenne à 90 m^3/tonne de pâtes produites. La tendance actuelle des normes environnementales concernant ce secteur est de réduire ce volume à un maximum de 50 m^3/tonne de pâtes produites. Les différentes étapes du procédé PCTM ne produisent pas les mêmes volumes d'eaux. Ainsi selon Miotti, (1990), les effluents du lavage interstade occupent la plus grande portion (49%) du débit total, suivis par les effluents de l'alimentateur à bouchon qui représentent 20% du volume total des rejets. Le tableau 1 illustre les pourcentages en effluents des différentes étapes d'une usine de pâtes et papiers.

Tableau 1 : Les principales étapes de fabrication dans une usine qui utilise le procédé Kraft et les volumes d'effluents qui en découlent. (Beaudoin et Martineau, 1995)

Matériaux	Procédés	Caractéristiques des effluents		
		Volume (%)	DBO (%)	SS (%)
Copeaux	Préparation du bois	6,2	0,4	3,8
Liqueur de digestion	Mise en pâte	16,8	44,6	5,8
Eaux blanches et recyclées	Essorage, lavage, épaississement	7,3	17	28,8
Agents de blanchiment	Blanchiment	42	17	3,8
Teintures	Mise en papier	27,4	21,2	57,6

2.1.2.2. Composition chimique

Les effluents des pâtes et papiers sont, généralement, formés par deux composantes; l'une organique et l'autre inorganique (Kemeny et Banerjee, 1997). La première est représentée par les constituants du bois, non utilisés, (la lignine 40%, les acides organiques 35-40% et les hydrates de carbone 10-15%) (Pichon *et al.*, 1986). Quant à la portion inorganique, elle est essentiellement formée par les substances chimiques ajoutées lors des processus de fabrication des pâtes et papiers. Parmi ces substances, on retrouve une concentration non négligeable (300-1500mg/l) de sulfite non utilisé (Wong, 1980) ainsi que des phénols (Calace *et al.* 2002). Les figures 1 et 2 donnent une idée générale sur les proportions de la matière organique et inorganique des effluents PTCM produits au niveau de deux procédés de fabrication. En ce qui concerne la charge en DBO_5 de ces effluents, ces derniers peuvent avoir des valeurs qui varient entre 30 et 80 kg DBO_5/tonne de pâtes produites, selon la blancheur désirée (Manolescu, 1989). En général, les effluents PCTM ont une concentration, en acides gras et en acides résiniques plus élevée que celle des effluents PTM (Wong, 1980). Or, cette constatation est étroitement liée à l'essence de bois utilisée, car les bois feuillus ne contiennent pas d'acides résiniques (Vallette et Choudens, 1987).

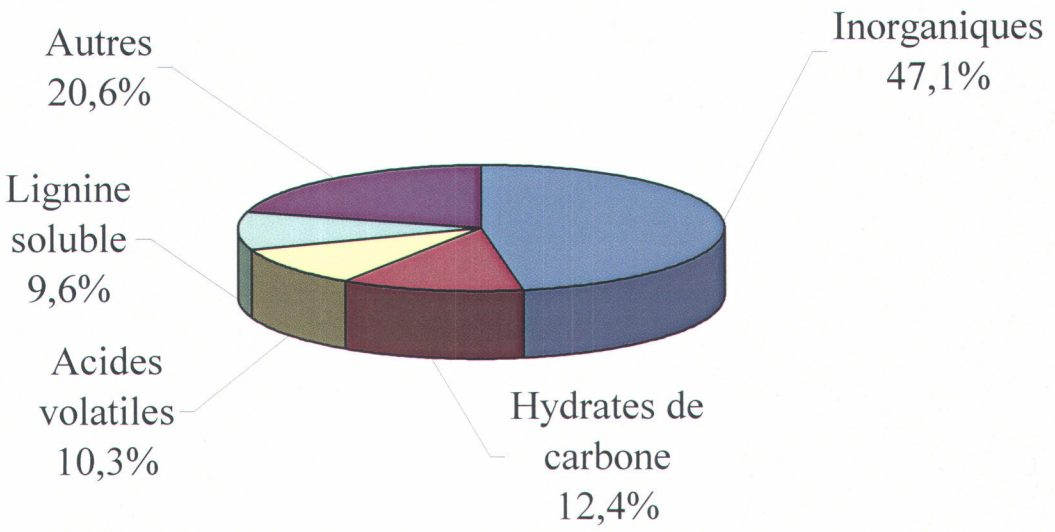


Figure 1 : Les proportions en matières organique et inorganique des effluents du lavage interstade. (Tyagi *et al.*, 1995).

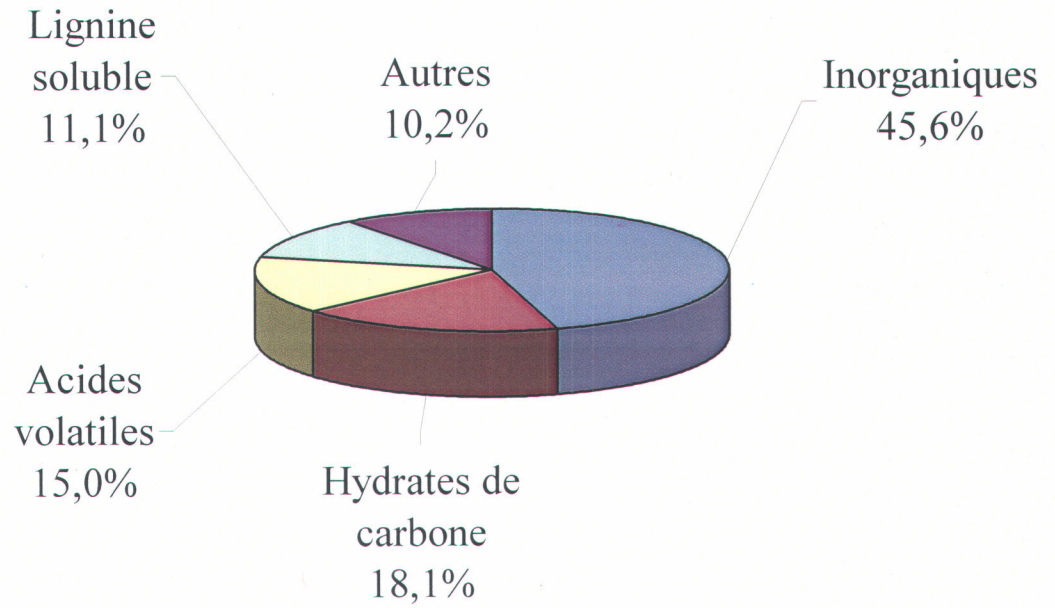


Figure 2 : Les compositions de l'effluent du blanchiment en matières organique et inorganique. (Tyagi *et al.*, 1995).

Les acides résiniques et les acides gras (ARG) sont d'ailleurs, pour plusieurs auteurs, les principaux polluants responsables de la toxicité causée aux poissons. Le tableau 1 présente les valeurs des paramètres conventionnels de pollution étudiés par Wellisch *et al.* (1988) pour évaluer l'impact des principales étapes de fabrication de pâtes PCTM sur les caractéristiques des effluents. Les acides gras volatiles peuvent aussi réduire sérieusement l'efficacité des procédés BRM qui opèrent sous des conditions anaérobiques (Barnes et *al.* 2003).

2.1.3. Quelques impacts des effluents des pâtes et papiers sur l'écosystème aquatique

Les impacts négatifs, (létalité, effets chroniques) qu'ont les effluents des usines de pâtes et papiers sur l'écosystème aquatique, font de cette industrie l'une des plus polluantes (Karels et Niemi, 2002).

L'évaluation de ces impacts se fait de deux façons qui sont parfois complémentaires. D'une part, en analysant les effets aigus de la toxicité (létalité) des effluents sur des organismes aquatiques, sous des conditions contrôlées et d'autre part, en analysant les effets chroniques de cette toxicité sur les mêmes organismes en laboratoire et/ou dans leur milieu naturel (Bothwell, 1992). Dans le premier cas, l'évaluation se fait après une courte période de temps, généralement 96 heures. Par contre, le temps d'évaluation des effets chroniques de la toxicité sur les organismes, se fait sur une longue période. Cette dernière peut correspondre à la durée de vie de l'organisme et même à celle de plusieurs générations de celui-ci.

Les effluents des usines de pâtes et papiers, rejetés sans aucun traitement, sont souvent la cause d'une toxicité aiguë et chronique pour les poissons qui se trouvent en contact immédiat avec les rejets (Tremblay et van der, 1999). Cette toxicité est associée d'une part aux effluents de blanchiment kraft (Flood *et al.*, 1986; Lindstrom-Seppa and Oikari, 1990) et d'autre part aux effluents de pâtes kraft non blanchies (Pearson, 1980; Mcleay and associates, 1987). Par contre, après un traitement efficace des effluents de papetières, ces derniers perdent, généralement, leur toxicité aiguë pour ne garder que des effets chroniques envers les organismes. Ces effets altèrent leur croissance, leur

productivité telle la diminution de la taille des gonades (Anderson *et al.*, 1988; Larsson *et al.*, 1988; Larsson *et al.*, 1991; Carey and Hodson, 1990; McMaster *et al.*, 1991; McMaster *et al.*, 1992), leurs systèmes immunitaires et leurs processus biochimiques. Ces derniers sont altérés par certains produits chimiques, plus particulièrement les acides gras et les acides résiniques. Dans la majorité de la littérature concernant la toxicité des effluents de pâtes et papiers, ce sont les acides résiniques chlorés et non chlorés (acide déhydroabiétique) qui sont responsables d'environ 90% de la toxicité aiguë causée aux poissons (Rogers et Mahood, 1974; Leach and Thakore, 1975; Mcleay and Brown, 1979; Pearson, 1980; Kovacs, 1986).

Les rejets des usines de blanchiment de la pâte PCTM contiennent, des substances à toxicité aiguë et d'autres à activités mutagènes, qui induisent des réponses biochimiques chez les poissons (Rao *et al.*, 1995). La mutagénécité des effluents d'usines de blanchiment de pâtes est attribuée à la présence des produits phénoliques chlorés, à des molécules à bas poids moléculaire et à des composés neutres chlorés (Reeve et Earl, 1989).

À coté des substances chimiques déjà citées, les métaux occupent à leur tour une place importante dans la toxicité des effluents de pâtes et papiers. L'aluminium, qui est utilisé pour réduire la DCO, les AOX et la toxicité des effluents (McCubbin, 1991), est considéré parmi les métaux les plus abondants dans les effluents des pâtes et papiers. D'ailleurs, cet élément chimique est lui-même toxique à pH acide.

Les impacts des effluents sur l'écosystème aquatique dépendent du choix des différents processus de fabrications des pâtes (procédés mécaniques ou chimiques, blanchiment au chlore ou à oxygène). Les effluents issus des procédés Kraft sont toxiques pour la truite arc-en-ciel car ils sont concentrés en acides résiniques. L'acide déhydroabiétique est l'acide qui prédomine parmi les acides résiniques, suivi par l'acide abiétique et enfin l'acide pimarique (Zender *et al.*, 1994).

L'étape de blanchiment est considérée aussi comme source principale de toxicité surtout après le lavage au niveau du stade d'extraction (E). L'utilisation de la

délignification à oxygène, au niveau amont d'une usine de blanchiment, utilisant 50% de dioxyde de chlore comme substituant, permet d'avoir une faible toxicité chronique pour les poissons (McCubbin, 1991).

La couleur est aussi considérée parmi les paramètres de pollution qui affectent les organismes de l'écosystème aquatique (Koyuncu *et al.*, 1999). Cette couleur a des effets néfastes car elle réduit la pénétration de la lumière, nécessaire à la survie de certains organismes dans l'eau. Le stade d'extraction (E) d'une usine de blanchiment est considéré comme la plus grande source des problèmes qui sont surtout liés à la couleur sombre des effluents.

2.2. Les nouvelles normes environnementales au Canada

Comme la majorité des pays producteurs de pâtes et papiers, le Canada a aussi décidé de faire face aux problèmes générés par les industries des pâtes et papiers, en exerçant un contrôle continu en s'appuyant sur des nouvelles normes environnementales. Ces nouvelles normes et réglementations sont représentées dans le tableau 2 qui est tiré du guide des "Règlement sur les effluents des fabriques des pâtes et papiers".

2.3. Technologies de contrôles des rejets des pâtes et papiers

Les deux principales approches visées par l'industrie des pâtes et papiers sont d'une part le traitement interne, appelé communément, à la source et d'autre part le traitement externe.

2.3.1. Traitements internes (à la source)

Les principaux objectifs de la première approche consistent en la réduction du volume d'effluents rejeté ainsi que la réduction de la concentration des solides par différentes méthodes. Quant à la deuxième approche, celle-ci est réalisée par le traitement externe qui s'effectue généralement par l'installation de systèmes de traitements primaire et/ou secondaire et/ou tertiaire.

La première approche permet d'aborder le problème des eaux usées au niveau des circuits de la fabrication (à la source) en essayant de réduire le volume des effluents pour pouvoir les traiter dans des conditions économiquement optimales. Selon Gullichsen, (1991) la DCO, la couleur et les organochlorés chutent linéairement avec le contenu en lignine de l'alimentation.

Tableau 2 : Les Normes Environnementales Fédérales et Provinciales au Canada

FÉDÉRAL			
Paramètres	**Norme Journalière** (kg/t.m.)	**Norme Mensuelle** (kg/t.m.)	**Date d'entrée en vigueur** (conformité)
MES	18,75	11,25	31/12/1995
DBO_5	12,5	7,5	31/12/1995
Effluents non-toxiques			31/12/1995
PROVINCIAL-QUÉBEC			
Paramètres	**Norme Journalière** (kg/t.m.)	**Norme Mensuelle** (kg/t.m.)	**Date d'entrée en vigueur** (conformité)
MES	16 (6)	8 (3)	30/09/1995
DBO_5	8,0-14,4 (4)	5,0-9,0 (2,5)	30/09/1995
AOX	1,5*-2,5** (0,3)	1,0*-2,0** (0,25)	30/09/1995
	1 (0,3)	0,8 (0,25)	31/12/2000
Effluents non-toxiques			30/09/1995

Notes : les chiffres entre parenthèses indiquent les normes pour les usines nouvelles.

*: bois feuillus

**: bois résineux

Le succès d'un traitement d'effluents, est étroitement lié à la diminution du volume de celui-ci. Ainsi, la réutilisation d'une bonne partie des eaux de refroidissement et aussi d'une partie des eaux blanches serait possible suite à l'intégration dans le circuit de quelques unités d'ultrafiltration. Ce processus de réutilisation des eaux, permettrait de

réduire considérablement le volume des eaux usées rejetées par l'usine (Chen et Horan, 1998).

La charge des effluents peut être réduite en s'attaquant à la lignine et à l'hémicellulose résiduelles surtout après le processus de blanchiment car c'est la décomposition de ces deux principaux produits qui donnent les composés polluants. Parmi les principales techniques pour réaliser cette réduction ont peut citer :

- la délignification étendue;
- le remplacement du chlore par le dioxyde de chlore, l'ozone et le peroxyde;
- la délignification avec oxygène, la DBO_5 chute de 50%, couleur 60%, les organochlorés de 40% (Verenich *et al.*, 2001). En Suède presque toutes les usines à procédé Kraft font du préblanchiment (Ek et Kolar, 1990);
- le lessivage alcalin;
- l'utilisation d'enzymes et de coagulants (Zhang *et al.*, 1999) et
- l'addition d'anthraquinone.

2.3.2. Traitements externes

L'objectif principal du traitement extérieur d'une usine est de compléter ou même de remplacer les processus qui visent à réduire les rejets à la source. Ce traitement englobe des processus physiques, chimiques et biologiques. Les traitements conventionnels des eaux usées, sont généralement, classés en trois grandes catégories :

- Traitement primaire qui est un ensemble de différentes étapes dont l'objectif est de réduire par décantation la matière solide de l'effluent. Cette technique peut être assistée par l'addition de produits chimiques pour augmenter la floculation et par conséquent, la décantation des fines particules. L'enlèvement moyen des matières en suspension par cette méthode est de 95%;

- Traitement secondaire qui fait appel à la dégradation de la matière organique dissoute, par les microorganismes (surtout les bactéries) ou par voie physico-

chimique (oxydation, évaporation, absorption, osmose, ultrafiltration, etc.). Le traitement biologique est le plus répandu dans ce type de traitement secondaire. Le principe de cette technique est de créer des conditions optimales de croissance pour une grande concentration de microorganismes qui utilisent les substances en solution des effluents. Ce traitement biologique réduit jusqu'à 90% la concentration des acides résiniques non chlorés qui contribuent considérablement à la toxicité des effluents de pâtes et papiers (Leach *et al.*, 1977; Chung *et al.*, 1979; et Willard, 1983). Ce traitement secondaire réduit aussi les organochlorés (Dubeski *et al.*, 2001) ainsi que la toxicité aiguë et chronique des effluents de pâtes et papiers (Sprague et Colodaey, 1989). Étant donné que les procédés biologiques ne peuvent s'attaquer essentiellement qu'à la matière organique, il serait, alors, très intéressant de combiner à ce traitement un autre procédé physique tel la séparation sélective ou l'ultrafiltration par des membranes.

- Traitement tertiaire; regroupe certaines étapes de traitements physiques et chimiques (filtration granulaire, coagulation et floculation) des effluents provenant du traitement secondaire.

2.3.3. Les traitements biologiques

Les traitements biologiques sont des simulations dans des conditions optimisées du processus naturel de biodégradation. Ils se font généralement suivant deux voies : soit une biodégradation en présence d'oxygène (aérobie) ou soit une biodégradation en absence d'oxygène (anaérobie). Ces traitements sont, généralement, précédés par des prétraitements comme l'enlèvement des gros déchets organiques et inorganiques et l'ajustement du pH et de la température de l'effluent pour éliminer les chocs qui affectent l'efficacité des systèmes de traitement biologiques. Dans ce domaine de traitement biologique, plusieurs procédés utilisés dans les secteurs urbain et industriel sont rencontrés. Parmi ceux-ci, il y a : les boues activées, les bassins d'aération les bioréacteurs à disques, les lits bactériens etc. Les techniques les plus utilisées sont d'une part, le traitement avec boues activées qui permettent un enlèvement d'organochloré supérieur à celui du système lagunaire (Dubelsten et Gray, 1990) et d'une autre part, le traitement avec des bassins d'aération et de

stabilisation. Dans cette étude, c'est le traitement par boues activées (BA) qui a été choisi. Pour une bonne gestion du traitement par BA, il est nécessaire d'avoir un bon contrôle sur la croissance des espèces de microorganismes qui se développent dans les boues, ainsi que sur les rapports de leurs nutriments. Cette technique s'est avérée excellente dans l'enlèvement des DBO_5 et des TSS mais beaucoup d'organochlorés à haut poids moléculaire ne sont pas enlevés (Freire *et al.*, 2001), d'où la nécessité d'additionner un processus de séparation physique efficace. Le principal désavantage de cette technique est qu'elle génère une grande quantité de boues et nutriments par rapport à d'autres techniques (Stuthridge *et al.*, 1991).

Les développements technologiques récents, connus par les procédés de mise en pâtes et de blanchiments, sont d'une importance capitale pour les industries papetières. En revanche, ces développements entraînent certains inconvénients qui, parfois, peuvent induire des complications pour les traitements extérieurs. De telles complications peuvent être causées par l'addition de nouvelles substances chimiques inhabituelles d'une part (Na_2S, NaOH, Na_2SO_4, Na_2CO_3 dans le cas du procédé Kraft) et par la forte concentration de certains éléments chimiques d'autre part. Cette étude a été planifiée de telle manière à permettre à la compagnie Tembec *Inc.* d'emboîter le pas des nouvelles normes environnementales tout en restant concurrentielle dans le domaine du traitement de leurs effluents et de leurs productions.

3. LES MEMBRANES ET LES PROCÉDÉS DE SÉPARATION MEMBRANAIRE

3.1. Les membranes

3.1.1. Définition

Les membranes sont des barrières sélectives, dont les épaisseurs varient de quelques nanomètres à quelques millimètres. Ce sont des barrières physiques, qui permettent le passage sélectif, sous un gradient de pression, de substances entre deux milieux qu'elles séparent (Maenttaeri *et al.,* 2002). Les membranes de filtration sont poreuses (pores, sélection par effet de tamisage) ou denses (tissage, sélection par adsorption-diffusion). Les principales formes de membranes fabriquées sont : la forme plane, la forme creuse et la forme tubulaire. La sélectivité ou permsélectivité correspond à l'ensemble des taux de perméabilité aux différentes substances contenues dans une solution. De ce fait, les membranes incluent une grande variété de matériaux et de structures qui forment plusieurs possibilités de configurations.

3.1.2. Compositions des membranes

La structure des matériaux permet de distinguer deux grands types de membranes : les membranes isotropes, elles ont des propriétés structurelles constantes sur toutes leurs épaisseurs; les membranes anisotropes, leurs structures composites varient de la surface de la membrane vers l'intérieur. Ces membranes peuvent avoir différentes compositions chimiques. Selon la nature des matériaux constitutifs des membranes, celles-ci sont classées sous les catégories de membranes organiques, ou membranes minérales ou composites.

3.1.2.1. Membranes organiques

La plupart de ces membranes, sont actuellement fabriquées à partir de polymères organiques (acétate de cellulose, polysulfones, polyamides, etc.) dont les qualités leurs confèrent une grande adaptabilité aux différentes applications. La majeure partie des membranes d'ultrafiltration et de microfiltration est constituée de membranes organiques (90%). Les membranes de pervaporation sont des membranes organiques denses. Elles sont

essentiellement de 2 types : hydrophiles ou organophiles. Les membranes hydrophiles ont une forte affinité pour l'eau. L'eau les traverse bien plus facilement que les matières organiques, qui sont préférentiellement retenues. Leurs couches actives peuvent être par exemple en alcool polyvinylique. Les membranes organophiles ont une affinité pour les molécules organiques bien plus forte que pour l'eau, qui dans ce cas est majoritairement retenue. Ces membranes peuvent être par exemple en PolyDiméthylSiloxane (PDMS).

3.1.2.2. Membranes minérales ou inorganiques

De commercialisation plus tardive que les membranes organiques, ces membranes sont composées de corps entièrement minéraux, principalement les matières céramiques, le métal fritté et le verre. Leur arrivée a permis de travailler dans des conditions extrêmes de température et d'agression chimique, ce qui a ouvert de nouvelles voies pour la technologie de la séparation par membrane.

3.1.2.3. Membranes composites

Apparues de cela il y a une dizaine d'années, elles sont caractérisées par une structure asymétrique dont la paroi est beaucoup plus fine que celle des membranes classiques non composites et par une superposition de plusieurs couches différenciées soit par leur nature chimique, soit par leur état physique. Elles peuvent être organiques (superposition de polymères organiques différents), organo-minérales ou minérales (association de carbone ou d'alumine comme support et de métaux tels le zircone, l'alumine et le titane).

3.1.2.4. Membranes échangeuses d'ions

Introduites vers l'année 1950, elles fonctionnent sur le principe du rejet d'ions grâce à leurs charges. Les techniques d'électrodialyse, la dialyse et l'électro-désionisation font appel à cette technologie. Leur principal domaine d'application actuel est le dessalement de l'eau et le traitement des effluents des installations de protection et de décoration des métaux comme la galvanisation.

3.1.3. Les modules

Le choix d'une membrane et d'un module qui lui tient lieu de support est essentiel pour la mise en oeuvre des procédés de séparation membranaires. Les modules qui contiennent les membranes existent en deux géométries :

- modules à géométrie plane dans lesquels les feuilles de membranes sont empilées et alimentées en parallèle et
- modules à géométrie spiralée, beaucoup plus récents (1994), dans lesquels deux feuilles de membrane sont collées ensemble et enroulées autour d'un tube percé de trous faisant office de collecteur de perméat.

Dans le premier cas, les modules sont obligatoirement placés dans une enceinte étanche : la cloche à vide, qui contient souvent l'échangeur à plaques utilisé pour condenser le perméat.

Pour les modules spiralés, il n'est plus nécessaire de disposer de cloche à vide puisque le tube collecteur fait office de récepteur. Les installations équipées de ces modules seront ainsi plus compactes. Quatre principaux modules découlent de ces deux grandes catégories.

3.1.3.1. Les modules tubulaires

Ils sont basés sur une technologie simple, facile d'utilisation et de nettoyage, mais ils sont grands consommateurs d'énergie pour une très faible surface d'échange par unité de volume (compacité réduite).

3.1.3.2. Les modules fibres creuses

Ils rassemblent un ensemble de fibres creuses de diamètre inférieur au micromètre, en un faisceau. Cette configuration leur procure la plus forte densité d'écoulement par module. Dans ce cas précis, c'est la compagnie Zénon, qui est considérée parmi les chefs de fil de ces membranes dans le monde, qui a fournit les membranes utilisées lors de cette

étude. Celle-ci fabrique des modules pouvant atteindre un diamètre de 1,5 mm (c'est notre cas).

3.1.3.3. Les modules plans

Ils sont les plus anciens et les plus simples : les membranes sont empilées en mille-feuilles séparés par des cadres intermédiaires qui assurent la circulation des fluides.

3.1.3.4. Les modules spirales

Une membrane plane est enroulée sur elle-même autour d'un tube poreux qui recueille le filtrat. On obtient ainsi un cylindre multicouche où le perméat s'écoule selon un chemin spiralé vers le tube poreux tandis que l'alimentation circule axialement dans les canaux.

3.1.4. La mise en oeuvre

Le procédé par séparation membranaire met en jeu des phénomènes dont la maîtrise influe sur la qualité du système. Parmi ces phénomènes, je peux citer :

- les mécanismes de transfert de matière à travers des membranes semi-perméables. Trois grands modèles en expliquent les principes : le modèle de solubilisation-diffusion, le modèle basé sur la notion de capillaire et celui de type phénoménologique de Kadem et Katchalsky;
- le phénomène de polarisation se traduit par une accumulation progressive des espèces (particules, molécules,...) arrêtées à la surface de la membrane. Les conséquences, réversibles, sont une diminution du flux de perméat et une variation de la sélectivité. La variation de ces deux paramètres peut altérer le rendement du système;
- le colmatage modifie les propriétés filtrantes d'une membrane excepté la compaction et la modification chimique. Le stade ultime est une obstruction des pores entraînant à la fois des variations de perméabilité et de sélectivité.

3.2. Les procédés de séparation

3.2.1. Classification

Les procédés de séparation sur membranes se rangent en plusieurs classes. La microfiltration, l'ultrafiltration, la nanofiltration et l'osmose inverse peuvent être définies comme des techniques de séparation de deux liquides par perméation à travers des membranes permsélectives. La pervaporation est la perméation en phase gazeuse qui utilise des membranes denses non poreuses. Elle se distingue des précédentes par l'emploi de gaz et non de liquides lors du processus de séparation. Cette dernière technique est une alternative à la distillation pour la séparation de solvants organiques. Un composé liquide bien déterminé, d'un mélange, passe sublimé, à travers la membrane dense par un processus de sorption-diffusion. Il est récupéré de l'autre côté à basse pression et condensé par la suite. En dernier lieu, les techniques électromembranaires reposent toutes sur le principe d'échange d'ions et elles utilisent le courant électrique comme force motrice de séparation.

3.2.1.1. La microfiltration

Elle consiste à éliminer les particules ayant des dimensions comprises entre 0,2 et 10 micromètres lors du passage tangentiel (et non perpendiculaire) du fluide à traiter à travers la membrane, et ce, grâce à une différence de pression de part et d'autre de la membrane. Comme éléments retenus par la membrane, il y a : les bactéries, les fragments de cellules biologiques, les matières colloïdales, etc. Les principaux domaines d'application de ce procédé, sont la purification de l'eau et le traitement des effluents.

3.2.1.2. L'ultrafiltration

Appelée aussi filtration moléculaire utilise des membranes micro-poreuses dont le diamètre des pores est compris entre 0,01 et 0,2 µm. Seules les petites molécules transitent par la membrane tandis que celles de poids moléculaire plus élevé en sont empêchées (pour une échelle de poids moléculaires variant de 5 000 à 500 000 daltons), Faelth *et al.*, (2001).

Parmi les éléments retenus, on trouve : les polymères, les protéines et les colloïdes. Ce procédé est utilisé dans de nombreux domaines tels que l'industrie agro-alimentaire, les

bio-industries, la désinfection des eaux usées destinées à certains usages domestiques (Naranjo *et al.,* 1993), la mécanique (automobile, traitement de surface, etc.) et la pétrochimie.

3.2.1.3. La nanofiltration

Elle offre la capacité, très intéressante, de séparer des composés de faible poids moléculaire à des pressions qui sont faibles (150 à 300 psi), voir moyennes. Le diamètre des pores peut aller jusqu'à une valeur égale à 0,005 µm. Elle arrête les sels ionisés multivalents (calcium, magnésium, etc.) et les composés organiques de masse molaire inférieurs à 300 daltons et produit ainsi une eau qui n'est pas totalement déminéralisée contrairement à l'osmose inverse. Une bonne gestion des paramètres de performance est nécessaire pour atteindre un rendement maximal de cette technologie (Maenttaeri *et al.*, 1997).

Les domaines d'application restent nombreux, même si les premières applications industrielles sont récentes comme la déminéralisation sélective avec élimination d'ions multivalents.

3.2.1.4. L'osmose inverse

Son principe est explicité dans la "mise en oeuvre des procédés de séparation membranaires - pression osmotique". Le transfert ne s'effectue plus au travers des pores (certains chercheurs pensent néanmoins qu'il existerait des nano pores) mais par dissolution des molécules qui traversent la membrane sous la pression osmotique. Cette méthode est la moins onéreuse pour éliminer de 90 à 99% des contaminants d'un fluide.

Les champs d'application de cette technique sont très vastes mais les plus populaires sont le dessalement de l'eau marine et le milieu médical. On peut citer aussi son application dans la récupération de matières précieuses et récemment dans le domaine environnemental (Sierka *et al.*, 1996; Hu *et al.,* 2003).

3.2.1.5. La pervaporation

Il s'agit d'une technique d'extraction (Dutta et Sikdar, 1999) ou d'épuration consistant à séparer un constituant d'un mélange liquide en le faisant cheminer à travers une membrane dense. Sous l'action d'une différence de pression partielle entre l'amont et l'aval de la membrane, le liquide ayant le plus d'affinité pour cette dernière la traverse par un mécanisme de solubilité-diffusion (adsorption-diffusion-désorption). Les autres composants du mélange sont arrêtés par la membrane qui constitue pour eux une barrière quasiment imperméable.

La pervaporation est une technique récente, puisque la première industrialisation de ce procédé remonte aux années 1980, période au cours de laquelle la recherche a fait un grand pas en devenant capable de développer de grandes surfaces de polymères sans défauts (apparition de la membrane industrielle).

Actuellement, la pervaporation ne peut être appliquée qu'à des solutions liquides dont la teneur en produit à extraire est faible (inférieure à 20% par exemple pour l'extraction de l'eau de milieux organiques). Cette technique ne saurait donc en aucun cas se substituer à des techniques de séparation classiques telles que la distillation. La pervaporation possède un certain nombre d'avantages. Parmi ces derniers il y a :

- l'extraction à basse température (possibilité de séparer des produits thermosensibles),
- la simplicité de conduite et de contrôle,
- la flexibilité et possibilité de compacité de l'installation (modulaire),
- la faible consommation d'énergie (par rapport à une distillation puisque seule la fraction du liquide extraite est vaporisée).

Ces avantages ne permettent pas d'ignorer certains inconvénients, liés essentiellement aux : coûts d'investissement qui sont plus élevés que ceux des techniques concurrentes surtout la distillation et à la nécessité d'entreprendre des essais préalablement à tout dimensionnement pour caractériser l'ensemble membrane/module/produit.

L'essentiel des applications industrielles actuelles de la pervaporation se situe dans le domaine de la déshydratation de solutions organiques avec notamment, la déshydratation d'éthanol et d'alcool isopropylique.

3.2.1.6. Les techniques électromembranaires

Parmi ces techniques, il y a l'électrodialyse simple, l'électrodialyse à membranes bipolaires, l'électrolyse et l'électrodésionisation. Ces techniques permettent le transfert de manière sélective des ions à travers une membrane échangeuse d'ions.

Parmi les domaines d'application de cette technique, il y a : la production d'eau douce, d'eau potable ou d'eau ultra-pure, la déminéralisation du lactosérum (petit lait), la régénération de bains usés de décapage et la production de chlore et de soude.

3.2.2. Objectifs de la technologie

Les techniques de séparation sur membrane bénéficient de domaines d'application potentiels dans toutes les branches de l'industrie tant pour le traitement de milieux liquides et gazeux que pour la variété de produits à faible ou forte valeur ajoutée (traitement de l'eau, récupération de métaux précieux,...).

Parmi les avantages de l'utilisation de cette technologie, dans le traitement, comparativement à d'autres procédés physico-chimiques, je cite principalement la facilité de contrôle du système et l'élimination de l'ajout des produits chimiques qui, dans plusieurs cas, ne font que compliquer les processus de traitement ce qui augmente, par conséquent, les coûts d'opération.

Les procédés de séparation membranaires reposent sur les propriétés de rétention sélectives des membranes, vis à vis des molécules d'un fluide. Ces techniques peuvent être considérées comme des procédés de filtration en milieu liquide. Diverses techniques permettent de couvrir une large gamme de particules, les valeurs de coupures entre les différents procédés de séparation membranaire sont variables d'un fabricant de membrane à l'autre. Le tableau 3 ci-dessous dresse certaines caractéristiques de ces différents procédés de séparation membranaire.

À chaque technique, correspondent divers types de membranes dont les pores vont en se rétrécissant, jusqu'à devenir des membranes sans porosités apparentes comme dans le cas de l'osmose inverse. Les caractéristiques des membranes influent sur le choix des éléments visés par la rétention ou ceux ciblés par l'élimination.

Tableau 3 : Comparaison des différentes techniques séparatives à membrane

	Osmose inverse	Nanofiltration	Ultrafiltration	Microfiltration
Diamètre des pores	< 0,5 nm	env. 1 nm	1 à 100 nm	0,1 - 10 µ
Rôle de la pression osmotique	Importante	Moyenne à faible	Très faible	Négligeable
Débits spécifiques	10 à 60 l/h/m^2	50 à 100 l/h/m^2	40 à 200 l/h/m^2	100 à1500 l/h/m^2

3.3. Ultrafiltration

3.3.1. Historique de l'utilisation des membranes dans les papetières

La littérature rapporte plusieurs recherches qui se sont déroulées à travers le monde ainsi que les nouvelles voies ouvertes par la technologie de la filtration. Cette technique a été introduite dans le domaine des pâtes et papiers soit pour des traitements spécifiques, ou tout simplement pour des traitements généraux. Parmi les traitements spécifiques, je cite :

- l'enlèvement de la couleur;
- le traitement de la toxicité et
- le traitement des organochlorés.

Quant aux traitements généraux, ceux-ci se résument par les différentes études suivantes :

- Boman *et al.*, 1990 ont utilisé cette méthode pour traiter le mélange des effluents de pâtes et papiers. Cette étude a consisté en la combinaison de l'ultrafiltration à trois traitements biologiques différents (lagune aérée, filtre anaérobique et fermenteur à 37°C) et les réductions réalisées, par ce traitement, pour la DCO et les AOX sont respectivement 69-74% et 56-66%.

- Ekengren *et al.*, 1991 ont utilisé la combinaison de l'utrafiltration avec différentes techniques de sorptions pour obtenir les résultats suivants : réduction de 72% pour DCO, de 86% pour AOX, de 68% pour le carbone organique total (COT), supérieur à 93% pour les organophénoliques et une faible toxicité.

- Ben Aim *et al.*, 1993 ont exploré cette méthode en combinant le processus de filtration membranaire avec certains processus chimiques.

- En Australie, des études, à l'échelle pilote, ont été menées depuis quelques années (Peters et Pederson, 1991) sur la microfiltration des effluents qui proviennent du bassin de sédimentation secondaire. Ce système a permis l'enlèvement de la pathogénécité et les réductions significatives; de la DBO_5, de la turbidité, des huiles, des métaux lourds et du phosphore. Les solides en suspension ont été éliminés complètement.

- Ek et Kolar (1990) ont aussi participé à l'évaluation de cette technologie, en combinant, sous différentes façons, le procédé d'ultrafiltration, au traitement aérobie et au traitement anaérobie. Ces auteurs ont constaté que les résultats obtenus, en combinant les trois traitements ensemble (ultrafiltration, traitement aérobie et traitement anaérobie), sont meilleurs dans l'enlèvement des AOX que ceux obtenus uniquement par la combinaison de l'ultrafiltration et du traitement aérobie. L'enlèvement des AOX dans le premier cas est de 80% alors qu'il est 70% dans le deuxième cas.

- Tyagi *et al.*, (1995) ont réalisé une étude qui porte sur l'évaluation du traitement des effluents Kraft par le couplage des BA aux procédés de séparation membranaire (BRM), sous des conditions thermophiles (DCO enlevée varie de 72 à 75 %).

La recherche actuelle est concentrée sur la compréhension des relations entre la rétention des particules et les paramètres de design dans l'objectif est d'optimiser l'efficacité et la résistance des membranes et par conséquent leur rentabilité.

3.3.2. Choix de la technologie d'Ultrafiltration pour la réalisation de cette étude

Les traitements biologiques conventionnels (boues activées et étangs aérés) utilisés par les industries de pâtes et papiers, ne répondent plus aux nouvelles exigences environnementales surtout en termes de réduction de la charge en DCO et de la toxicité. À cet effet, ce secteur d'industrie s'est trouvé contraint à faire appel à de nouvelles technologies pour réduire ses charges très élevées et se conformer par la suite aux nouvelles normes environnementales, établies par le gouvernement. La technologie de séparation membranaire a été visée par plusieurs compagnies papetières à travers le monde, surtout au Japon, car elle s'avère une voie prometteuse pour pallier à ce genre de problème.

Au début la question qui se posait était la suivante : fallait-il utiliser cette technologie de séparation membranaire toute seule ou combinée avec les procédés de traitement biologiques conventionnels? Après consultation de la littérature et suite aux résultats obtenus par la simple séparation membranaire (DCO réduite seulement de 40-45%, effluents toujours toxiques), la solution qui s'avérait prometteuse reste celle de la combinaison de la technologie de séparation avec celle des BA déjà utilisée par l'industrie.

Le choix de l'ultrafiltration comme technologie de séparation membranaire est justifié par les contraintes et les objectifs cités ci-dessous. En ce qui concerne les contraintes exercées par les effluents de l'industrie des pâtes et papiers sur les procédés de traitement conventionnels, celles ci se résument par les points suivants :

- Effluents avec très grande charge organique (6000 à 18000 mg/l);

- Volume très élevé des effluents produits (en moyenne 90 m^3/tonne de pâte produite) et
- Effluents avec toxicité aiguë.

Quant aux objectifs visés par cette industrie, il en ressort évidemment la diminution de cette charge organique des effluents ainsi que leurs toxicités tout en utilisant un minimum d'énergie. La récupération de certains composés chimiques utilisés lors de la fabrication des pâtes et papiers a été aussi visée par l'utilisation de cette technologie autant que la réutilisation d'une partie des eaux traitées (Nandy *et al.*, 1999).

Ainsi, pour répondre à tous ces paramètres cités ci haut, et en se basant sur les résultats préliminaires obtenus dans le cadre du même projet (voir tableau 14), la technologie de l'ultrafiltration a été sélectionnée, car c'est elle qui s'adapte le plus à ces besoins dans un cadre économiquement viable. Les critères techniques sur lesquels le choix des membranes a été basé sont : le diamètre des pores et la pression.

Pour que l'utilisation de cette technologie reste à la fois efficace dans le traitement et peu coûteuse, il fallait sélectionner les diamètres des pores qui peuvent retenir certains solides et macromolécules spécifiques.

Selon la classification des différentes technologies de séparation membranaire, l'ultrafiltration n'est évoquée que si les conditions suivantes sont réunies :

- diamètres des pores de la membrane variant entre 0,002 à 0,2 µm et
- pression située entre 3 et 150 psi.

Or, les fabricants des membranes ne s'entendent pas tous sur les valeurs de ces deux paramètres. À titre d'exemple, la compagnie Koch situe le diamètre des pores entre les valeurs 0,005 et 0,07 µm.

Pour cette étude, une membrane dont les pores ont un diamètre moyen de 0,2 µm a été sélectionnée. Ce diamètre, correspond à la limite supérieure maximale pour rester dans la catégorie de séparation par ultrafiltration. Pour optimiser l'exploitation de cette technologie, la pression minimale qui correspond à 5 psig a été utilisée lors de l'opération. Selon Torleiv Bilstad (1997), le grand défit dans le domaine de séparation membranaire reste le choix de la bonne membrane spécifique aux eaux usées à traiter.

3.3.3. Technologie de l'utrafiltration combinée à celle des boues activées comme nouvelle technologie émergente dans le traitement des effluents de pâtes et papiers

La technique de séparation membranaire est utilisée depuis les deux dernières décennies. Afin que la nouvelle technologie de séparation membranaire soit pratiquement et économiquement réalisable, elle devrait répondre aux critères suivants :

- éliminer la toxicité des effluents;
- réduire la forte charge en DBO_5;
- permettre le recyclage et la conservation de l'eau potable et
- atteindre des coûts concurrentiels liés aux opérations et aux traitements.

Le développement de la technologie qui combine le traitement par membrane et le traitement biologique a commencé au début des années 70. Cette technologie de traitement a déjà été utilisée dans plusieurs domaines. En ce qui concerne l'industrie des pâtes et papiers, cette méthode de séparation est exploitée pour atteindre différents objectifs. Parmi ceux-ci, on cite :

- la récupération des produits utilisés dans le blanchiment des pâtes;
- l'enlèvement des substances toxique (Zaidi *et al.*, 1991);
- la concentration de composés visés pour des fins de valorisation des opérations (Wagner J. and Xing X., 1989) et
- le recyclage des eaux de procédés.

Selon Rohr *et al.*, (1996), l'enlèvement de certains composés par ultrafiltration est étroitement lié aux points suivants:

a) l'aération de l'effluent lors de la filtration;
b) le traitement biologique subit par l'effluent et
c) la concentration de ce dernier.

Cette méthode a été aussi utilisée, par Afonso et Norberta-de-pinho, (1991), pour enlever ou réduire la couleur des effluents de pâtes et papiers au premier stade d'extraction. Le perméat, dont la composition chimique principale est la lignine, est le produit de l'ultrafiltration des eaux usées des pâtes et papiers. L'avantage de cette technologie d'ultrafiltration, utilisée dans certains domaines de récupération (protéines), est très bien marqué, surtout que les produits récupérés gardent leurs propriétés bien fonctionnelles (Lin *et al.*, 1995). L'ultrafiltration a été aussi utilisée pour séparer les colloïdes organiques des eaux douces et des eaux salées par Sempere *et al.*, (1993). Cette technique a en plus l'avantage d'isoler les macromolécules organiques dissoutes. En 2003, Lesjean *et al.* ont essayé d'optimiser l'enlèvement du phosphore par l'intégration des membranes au procédé biologique.

En résumé, l'ultrafiltration est utilisée, actuellement, surtout à l'échelle laboratoire avec différentes méthodes de traitement (biologique, chimique, l'osmose inverse) et seulement quelques exploitations à l'échelle industrielle ont été réalisées, surtout au Japon, suite à un vaste programme d'étude (Aqua-Renaissance) (Okamoto *et al.*, 1985).

Contrairement aux recherches précédentes, la présente étude vise le traitement par séparation membranaire combiné à celui des boues activées des effluents de pâtes et papiers dans le même module. Les principaux effluents produits lors de la fabrication du papier sont aussi traités séparément.

3.3.4. Avantages et inconvénients de l'utilisation des membranes

Comme toutes les technologies, celle de la séparation membranaire n'échappe pas à la règle des avantages et des inconvénients. Le rapport entre ces derniers, permet d'évaluer le bon fonctionnement ou non d'une technologie donnée.

Parmi les avantages de cette technologie, surtout dans le traitement des eaux usées des usines de pâtes et papiers, les points suivants peuvent être cités :

- l'enlèvement d'une grande partie de la charge en DBO inhabituelle (très élevée),
- l'enlèvement des solides dissous,
- l'élimination de la matière en suspension dans le perméat,
- la réduction et même l'enlèvement de la toxicité,
- la conservation des propriétés des composés récupérés,
- l'exploitation des membranes ne nécessite pas un grand espace,
- la non nécessité de support chimique,
- le large éventail de possibilités de disposition des membranes,
- la substitution de clarificateur et de désinfectant après un traitement secondaire sans provoquer la formation de nouveaux composés organohalogénés et
- l'existence de modèles mathématiques pour l'estimation du flux et de la rétention des macromolécules.

Certains problèmes sont assez souvent rencontrés lors de l'utilisation des membranes. Parmi ceux-ci, il y a :

- le colmatage des pores des membranes (Dal-cin et *al.*, 1996),
- la polarisation qui est aussi rencontrée lors de leurs utilisations,
- la baisse enregistrée fréquemment du débit du perméat,
- la baisse de la perméabilité aussi,
- la variation du seuil de coupure des membranes,
- le coût d'opération est élevé (Van Dijk, et Roncken 1997),

- la variation des propriétés physico-chimiques de l'effluent affecte l'efficacité des membranes et
- la nécessité de destruction des polluants enlevés.

4. MÉTHODOLOGIE

La méthodologie suivie pour réaliser cette étude se résume comme suit : tout d'abord, celle-ci a été entamée par une série de tests préliminaires afin d'évaluer les paramètres limitatifs à la bonne adaptation de la technologie de séparation membranaire aux effluents de l'industrie papetière. Ces tests effectués aux laboratoires de l'institut national de recherche scientifique (INRS) et à la compagnie des pâtes et papiers, concernaient l'utilisation du procédé de séparation membranaire et l'utilisation des boues activées dans la même unité de traitement. L'analyse des résultats obtenus par ces tests préliminaires, a permis de mieux cerner les points forts et les points faibles des deux procédés de traitement (BA et Ultrafiltration) utilisés dans le cadre de cette étude.

Le point fort, le plus important, de la technologie de séparation membranaire réside dans sa large gamme des seuils de coupures, offerte par l'industrie, qui lui confèrent sa grande capacité sélective entre les différents composés des effluents. Quant à son point faible, celui-ci se résume par sa capacité réduite à traiter des grands volumes d'effluents. Cette capacité réduite dans le traitement des grands volumes d'effluents est accentuée par le problème de colmatage qui représente le grand défit lors de l'utilisation de la technologie membranaire dans le traitement des effluents des papetières. La quantité des effluents à traiter par la technologie de séparation membranaire est proportionnelle au seuil de coupure des membranes.

Le point fort, le plus important de la technologie de traitement par boues activées, qui concerne cette étude, réside dans leur insensibilité aux grands volumes à traiter. Quant à son point faible, celui-ci se résume par le fait que cette technologie de BA ne répond plus aux nouvelles exigences législatives surtout en ce qui a trait aux taux de réduction de certains paramètres comme la DBO_5 et la toxicité. Une fois l'évaluation des deux technologies, utilisées dans cette étude, a été terminée, l'élaboration de certains scénarios de couplage, entre ces deux technologies qui se complémentent a fin de développer un procédé efficace dans le traitement des effluents de pâtes et papiers, a été essayée.

Pour atteindre les objectifs fixés précédemment dans cette étude, l'évaluation des points suivants a été réalisée :

1- Couplage du procédé de séparation membranaire et celui des boues activées dans la même unité de traitement des effluents;
2- Caractérisation des effluents produits par les différents procédés de fabrication des pâtes et papiers;
3- Sélection des différents effluents à traiter par le procédé de couplage;
4- Réduction ou élimination du problème de colmatage des membranes pour obtenir un débit satisfaisant de perméat à la sortie du bioréacteur et
5- Traitement des différents effluents, produits à l'intérieur de la même usine, séparément les uns des autres.

Les résultats obtenus suite à l'évaluation des deux derniers points, énumérés précédemment dans ce chapitre, constituaient la phase la plus importante sur laquelle était fondé le succès relatif de cette étude.

La stratégie expérimentale suivie pour réaliser cette étude a été orientée selon deux grands axes. Le premier consistait en la conception et le développement d'une nouvelle configuration spatiale des membranes et d'un nouveau module dans lequel le procédé de séparation membranaire et le procédé des boues activées ont été intégrés ensemble. Quant au deuxième axe, celui ci consistait en le traitement, séparément, des principaux effluents générés par les différents procédés de fabrication des pâtes et papiers.

Il faut rappeler que lors de tous les tests effectués dans le cadre de cette étude, il fallait tenir compte du coté transférable des essais du stade laboratoire au stade pilote et par la suite au stade grande échelle. Ceci nous a obligé, tout le long de cette étude, à prendre en considération la problématique dans son cadre réel; à savoir les grands volumes d'effluents produits, leurs toxicités très aiguës et leurs charges en DCO aussi très élevées.

Rappelant, aussi, que les membranes ont déjà établi leurs preuves d'efficacité à traiter les eaux usées de plusieurs secteurs industriels (l'industrie laitière, le dessalement des eaux marines, la sidérurgie, etc.). Or, le grand obstacle qui entrave l'exploitation de ce procédé de traitement des effluents, de pâtes et papiers, à grande échelle réside dans les problèmes techniques liés à l'utilisation des membranes dans ce domaine d'activité. Le grand défit lancé dans cette étude, se résume par : comment adapter le procédé de séparation membranaire aux effluents de pâtes et papiers qui sont très chargés en DCO et que leurs débit sont très élevés. Le couplage des deux procédés (BA et Ultrafiltration) de traitement des eaux usées est potentiellement très prometteur pour l'industrie des pâtes et papiers.

À la différence des études mentionnées dans la littérature et qui traitent le même domaine, on a choisi de traiter les effluents simultanément, par boues activées et par séparation membranaire, dans la même unité au lieu de traiter ces effluents par boues activées dans une unité et les filtrer par la suite dans une autre unité. Ceci a été réalisé à fin de résoudre plusieurs problèmes liés surtout à la manipulation et au maintien des conditions sous lesquelles se déroulaient les différents processus de dégradation biologiques. Cette chronologie de traitement des effluents permettrait d'avoir une unité de traitement compact qui ne nécessiterait pas beaucoup d'espace et d'investissement. Ce mode opératoire permettrait aussi d'économiser beaucoup de temps relatif à plusieurs manipulations, surtout des membranes, d'une part et à l'acclimatation biologique d'autre part. Le fait d'opérer simultanément le procédé biologique (BA) et le procédé physique (Ultrafiltration) dans le traitement des effluents de pâtes et papiers, présente un problème qui est difficile à surmonter complètement. Ce problème, prend sa source dans le fait que la membrane est constamment immergée dans la liqueur mixte; ce qui empêche de constater immédiatement les dommages subits par celle-ci (perforations, cassures,...). Une légère perforation d'une ou plusieurs fibres peut fausser les résultats surtout en ce qui a trait à la toxicité du perméat obtenu. De façon à minimiser ce problème, il a été décidé de retirer la membrane à des intervalles de temps égaux pour toutes les expériences et aussi de suivre quotidiennement l'évolution de certains paramètres (pH et DCO) dans le perméat. Une variation importante de ces paramètres peut indiquer une détérioration de l'état des fibres de la membrane.

Les observations au microscope du perméat et de la liqueur mixte, pour essayer de dénombrer une éventuelle présence bactérienne qui serait révélatrice d'une dégradation potentielle des fibres de la membrane, étaient d'une utilité capitale.

Du fait que l'industrie papetière produit de grandes quantités d'eaux usées et pour rendre cette technologie de coulage entre deux procédés, physique et biologique, exploitable à une grande échelle il faut que le temps de rétention hydraulique ne soit pas élevé. Or, ceci est à la fois un paradoxe pour cette même technologie de traitement car une baisse de temps de rétention hydraulique engendre automatiquement des problèmes de colmatage pour la membrane puisque la pression négative doit être augmentée à l'intérieur de la membrane. Dans cette optique, plusieurs tests ont été réalisés pour essayer de trouver une relation adéquate entre le temps de rétention hydraulique, le colmatage de la membrane et le taux d'enlèvement de la DCO. Ces tests ont été menés tout d'abord sur le colmatage de la membrane car dès que le débit du perméat amorçait sa chute, une variation des conditions fixées au préalable telles que le TRH, le pH et le taux d'oxygène a été enregistrée.

Ces tests ont mené à conclure que le TRH est inversement proportionnel au taux de Colmatage. La réalisation de ces tests consistait à filtrer la liqueur mixte avec la membrane sous le contrôle de deux paramètres. Le premier paramètre était la configuration spatiale de la membrane dans l'unité de traitement alors que le deuxième paramètre, était la pression négative à l'intérieur des fibres de la membrane. La dite configuration spatiale consistait à positionner les fibres de la membrane suivant un axe vertical ou un axe horizontal tout en variant la pression de succion en fonction du temps.

Sachant que le paramètre limitatif de l'efficacité des membranes à traiter les eaux usées de l'industrie papetière, est le grand volume d'effluents produits à la sortie de l'usine, alors il fallait procéder à un nouveau ciblage des points d'échantillonnage pour essayer de mieux gérer ce paramètre. Ainsi, pour mieux adapter cette technologie de séparation membranaire aux effluents des papetières, il fallait essayer d'identifier s'il y a des procédés à l'intérieur de l'usine qui produisent des faibles volumes d'effluent mais qui sont très

chargés en DCO. Ce dernier type d'effluent permet la mise en valeur économique et l'importance de l'intégration des membranes aux différents procédés de fabrication des pâtes et papiers. C'est pourquoi lors de cette étude, il a été important de se pencher sur les différents procédés de fabrication de pâtes et papiers pour avoir une idée globale sur les différentes sources des effluents. Deux constats importants ont été réalisés suite à l'étude de ce volet. Premièrement, il a été constaté que la fabrication du papier se faisait suivant quelques procédés indépendants les uns des autres et que deuxièmement, ces procédés n'utilisent pas les mêmes quantités d'eaux ni de produits chimiques et ne génèrent pas les mêmes concentrations en matières organiques et inorganiques dans leurs effluents respectifs. De ce fait, il a été décidé de traiter séparément les effluents des principaux procédés de fabrication qui présentent des différences importantes liées à leurs charges en DCO, à leurs toxicités et à leurs volumes. Ceci réduirait considérablement la contrainte exercée par les grands volumes d'effluents produits à la sortie de l'usine de fabrication sur le système de traitement. Deux points d'échantillonnage ont été retenus. Le premier point est à la sortie du procédé de digestion alors que le second point est représenté par la combinaison entre les effluents collectés à la sortie du procédé de blanchiment et ceux collectés à la sortie du procédé de mise en papier.

Au début du processus de sélection des effluents, qui sont potentiellement les mieux adaptables à la technologie de traitement par séparation membranaire, j'ai choisi le deuxième point d'échantillonnage uniquement à la sortie du procédé de blanchiment. Or, après quelques tests, le constat; que ces effluents étaient très toxiques, s'imposait et que l'acclimatation de la biomasse à ces mêmes effluents n'était pas facile.

Rappelons que le point fort du procédé de traitement qui fait appel au couplage, des BA et de l'utrafiltration, est sa capacité à réduire considérablement la DCO alors que son point faible est celui de traiter des volumes d'effluents égaux à ceux produits par l'industrie des pâtes et papiers. Il est donc très important de traiter les effluents générés par le procédé de digestion séparément des autres effluents pour réduire l'impact négatif du volume sur les membranes.

Après la caractérisation et la sélection des effluents à traiter, l'orientation de l'étude a été dirigée vers les problèmes techniques liés à l'exploitation des membranes. En résumé, le problème persistant lors de cette étude et de celles mentionnées dans la littérature pour tous les domaines industriels qui utilisent la technologie de séparation membranaire (l'ultrafiltration) est lié aux phénomènes de colmatage des pores des membranes.

Avant de développer la stratégie à suivre pour essayer de résoudre ou de réduire le problème de colmatage, il est devenu impératif de se pencher de plus près sur les mécanismes qui régissent la séparation au niveau de l'interface membrane, liqueur mixte. La bonne compréhension de tels mécanismes permettrait de mieux adapter cette technologie de traitement aux effluents de pâtes et papiers en réduisant les facteurs qui contribuent directement aux phénomènes de colmatage. Le chapitre suivant traite cette question avec celle liée à la méthodologie suivie pour traiter les différents effluents, produits par la même usine, séparément les uns des autres.

4.1. Principe de conception du module

Lors de l'élaboration du module, la dynamique existante entre les surfaces des fibres de la membrane et les particules des boues activées a été, particulièrement, tenue en compte. Ceci dans le but de réduire considérablement le problème de colmatage des pores des membranes.

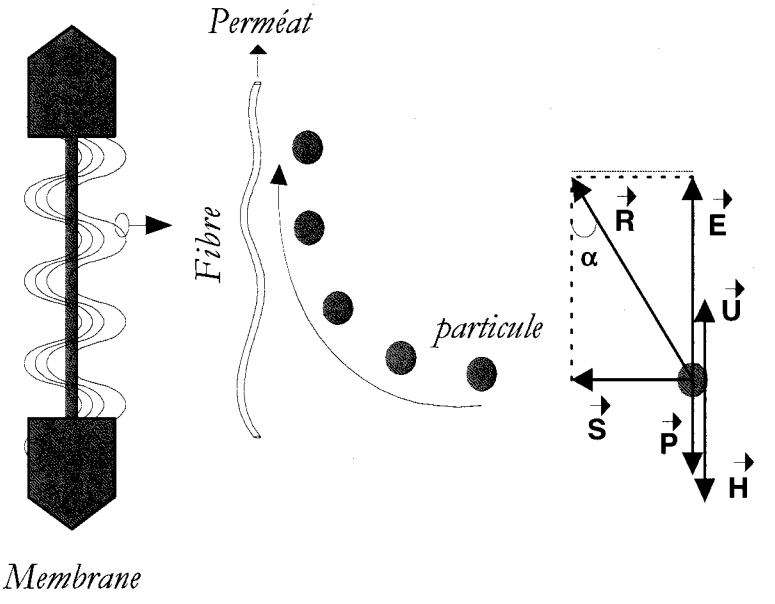
Les trois éléments majeurs qui interagissent lors du processus d'ultrafiltration, sont l'écoulement du fluide, les caractéristiques des membranes et les particules du fluide (Huuhilo *et al.,* 2001). Ainsi, lors de cette étude, notre intérêt s'est manifesté par le développement d'une nouvelle relation entre l'écoulement du fluide, la configuration spatiale des membranes et la concentration des particules. Cette nouvelle relation serait à la base de la nouvelle intégration de la membrane aux boues activées.

La figure 3 schématise le principe fondamental sur lequel repose la conception du nouveau bioréacteur à membranes. Ce principe consiste à créer, pour les particules de la

liqueur mixte un mouvement tangentiel aux surfaces des fibres creuses. Cette même figure 3 illustre les principales contraintes exercées sur une particule lors du fonctionnement du bioréacteur.

Les principaux objectifs de cette dynamique particulaire sont:

1) la diminution du colmatage des pores de la membrane et
2) la concentration de la biomasse au niveau du réacteur 1.



$\vec{E}$: Contrainte d'écoulement; $\vec{H}$: Charge hydraulique; $\vec{P}$: poids de la particule; $\vec{U}$: Poussée d'Archimède; $\vec{S}$: Contrainte de succion; R: Résultante.

Figure 3 : Mouvement tangentiel des particules de l'effluent par rapport à la surface des fibres de la membrane

Cette dynamique a été réalisée par l'intégration d'un circuit fermé de circulation, de la liqueur mixte, dans le réacteur. Un tel circuit comprend trois éléments essentiels:

- pompe submersible;
- deux sortes de tubes dont les diamètres différent les uns des autres et
- un filtre qui s'oppose au passage des agrégats de boues.

Il faut signaler que lors de la phase des essais sur la nouvelle configuration spatiale de la membrane dans le bioréacteur (2) on avait eu recours à l'addition d'anti-mousse mais le constat suivant a été fait par la suite : le rapport F/M n'était pas balancé. Étant donné que le problème de mousse n'était pas considérable, l'utilisation de l'anti-mousse a été interrompue pour le remplacer avec un écoulement en cascade du cylindre (P) vers le cylindre (G) du bioréacteur (2). Cet écoulement en chute avait pour rôle de briser la mousse et d'empêcher sa montée qui se faisait en contact des parois du grand cylindre du bioréacteur (2).

4.2. Traitement des effluents

Cette phase a été traitée suivant les étapes suivantes :

4.2.1. Choix des principaux points d'échantillonnage

Ce choix était étroitement lié à l'objectif principal visé par cette étude et qui consistait en l'optimisation de l'utilisation de la membrane. Par la suite une caractérisation des effluents collectés s'en est suivie. Cette caractérisation se résumait par :

- l'évaluation des volumes issus de chaque point d'échantillonnage;
- l'analyse de la charge de chaque effluent (DCO et DBO) et
- l'analyse de la toxicité des différents effluents.

Afin d'optimiser l'activité microbienne dans les bioréacteurs, l'analyse de l'effluent # 1 pour déterminer ses concentrations en azote (N) et en phosphore (P) qui sont des

éléments nutritifs essentiels pour les microorganismes épurateurs aérobies a été abordée. Pour atteindre cet objectif, les essais ont été basés sur le rapport suivant : DBO/N/P = 100/5/1.

4.2.2. Choix de la chronologie de traitement des différents effluents

La stratégie suivie, lors de cette étude, pour traiter les différents effluents sélectionnés préalablement, consistait en leurs traitements selon les concentrations de leurs charges (DBO_5 et DCO) respectives. Cette stratégie a été suivie afin d'éviter les problèmes liés aux chocs d'acclimatations de la biomasse aux charges très élevées. Ainsi, lors des traitements des différents effluents séparément les uns des autres, le choix a été d'abord porté dans un premier temps sur le traitement des effluents les plus concentrés pour traiter finalement ceux dont les concentrations de leurs charges sont les moins élevées.

4.2.3. Acclimatation de la biomasse

Cette phase a commencé par l'ajout des boues activées d'une unité de traitement de Tembec aux effluents dans des conditions mésophiles. Au début, le pH dans le bioréacteur a été maintenu constant, autour de la neutralité, par ajout d'acide phosphorique.

4.2.4. Optimisation des principaux paramètres d'exploitation du traitement

Ces paramètres sont : le TRH, la concentration de la biomasse, le rapport des nutriments et l'OD.

4.2.5. Mesure des paramètres de contrôle

Une fois par jour :

- Temps de rétention hydraulique (TRH),
- Vacuum,
- Température,
- Débit du perméat,
- Volume d'alimentation,
- La biodégradabilité qui est déterminée par les taux de réduction de la charge en DCO, de l'Azote (NH4+, NO_3^-, NO_2^- et l'azote Kjeldahl) et du phosphore (Ptotal, Porganique et

l'orthophosphate). Ces paramètres sont mesurés à l'entrée du bioréacteur comme à sa sortie par les techniques citées ci bas,

- DCO, la méthode colorimétrique qui fait appel aux tubes à réactifs de la compagnie Hach et un spectromètre DMS 200,
- DBO_5, la méthode consiste à analyser la concentration d'oxygène requise pour oxyder la matière organique biodégradable dans les effluents après 5 jours d'incubation, en présence de microorganismes, à 20 ±1°C. Cette concentration d'oxygène correspond à la différence entre les quantités d'oxygènes mesurées au début et à la fin des 5 jours d'incubation. La valeur obtenue permet de déduire la matière organique assimilée par les microorganismes,
- NH4+, la méthode utilisée dans ce cas, se base sur la réaction de Berthelot et l'autoanalyseur Technicon,
- NO_3^-, NO_2^-, Technicon avec Cadmium,
- NTK, colorimétrie au Technicon,
- L'orthophosphate autoanalyseur Technicon,
- Le phosphore total est mesuré sur le perméat en utilisant la spectrophotométrie à émission atomique, avec atomisation de l'échantillon dans un plasma d'argon, modèle Atom Scan 25 de thermo Jarell Ash Corporation,
- O_2, oxymètre (YSI Mode 58) et
- pH, pHmètre (Accumet pH Meter 915).

Deux fois par semaine :

- Solides totaux (ST), sont déterminés sur des volumes de 50 ml de la liqueur mixte et du perméat en calculant la différence de poids de chaque échantillon après son séchage à 105 °C,
- Solides totaux volatiles (SV), pour leur détermination (calculer la différence de poids de chaque échantillon de 50ml après étuvage à 550 °C),
- Matières en suspension (MES). Les mesures de ce paramètre (MES) et celui des matières en suspension volatiles sont réalisées sur les culots obtenus après centrifugation de 30 ml de liqueur mixte pendant une durée de temps de 30 minutes et à une vitesse de rotation de 1400 rpm,

- Matières en suspension volatiles (MESV) et
- Production de boues (PB).

Une fois par 2 semaines :

- Toxicité (à l'état stable).

4.3. Matériels et méthodes

Lors de cette étude, deux bioréacteurs (**1**) et (**2**) ont été utilisés. Le bioréacteur (**1**) renferme la configuration spatiale de la membrane qui consiste à laisser flotter les fibres creuses dans la liqueur mixte tout en mettant les collecteurs l'un à coté de l'autre au fond du réacteur (Fig. 4). Quant au bioréacteur (**2**), celui-ci représente la deuxième configuration de la membrane qui se résume par l'orientation verticale des fibres en positionnant un des collecteurs en bas et l'autre en haut du bioréacteur (Fig. 5).

4.3.1. Bioréacteur (1)

4.3.1.1. Composantes

Le tableau 4 illustre les différentes composantes du bioréacteur (**1**) et donne un aperçu sur leurs caractéristiques techniques. Les caractéristiques détaillées des membranes sont la propriété confidentielle du fabricant Zenon.

Tableau 4 : Paramètres et valeurs des principales composantes du Bioréacteur (1)

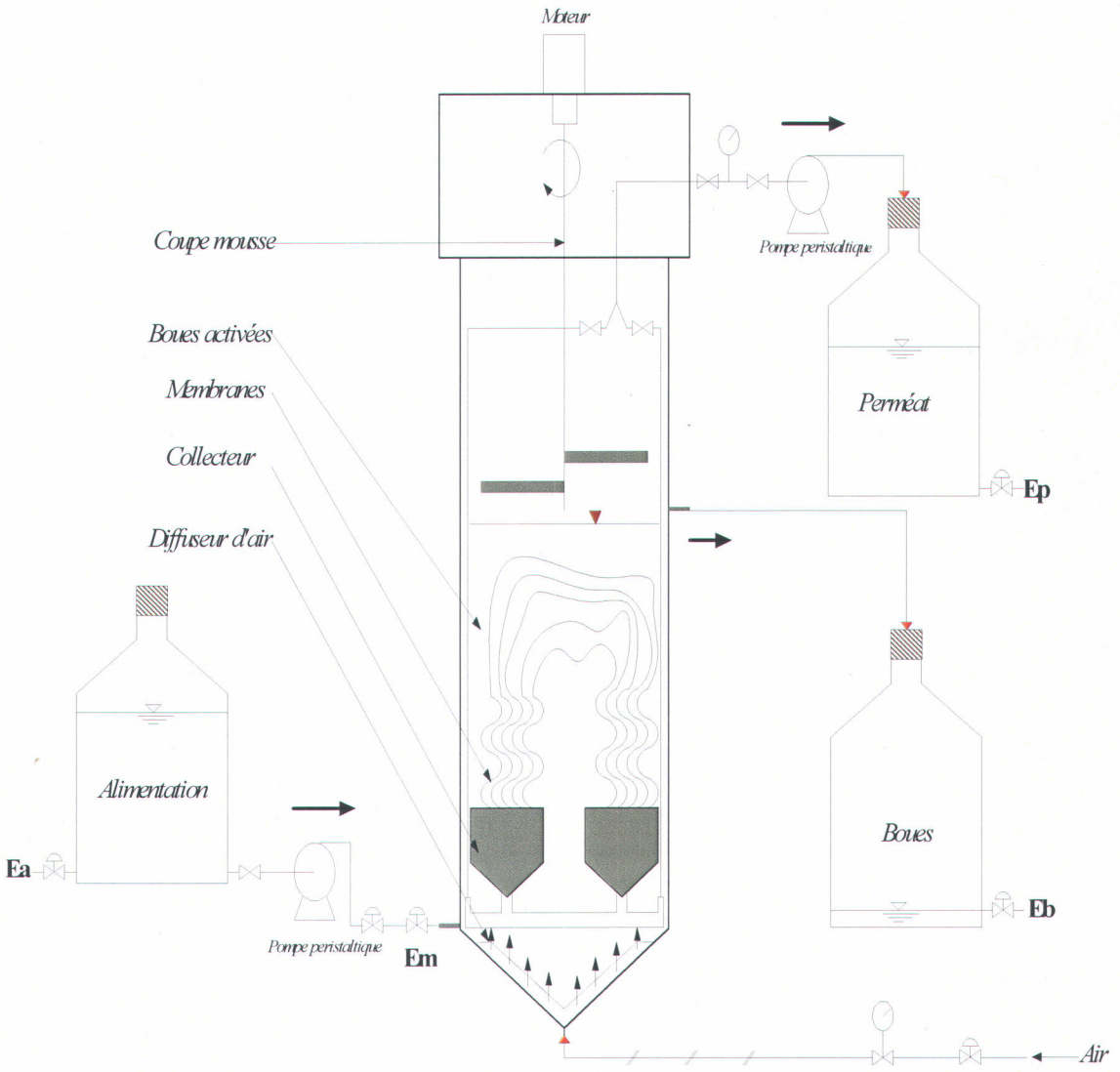
Composantes	Paramètres	Valeurs
Cylindre	Composition	PVC
	Diamètre ext.	25,4 cm
	Hauteur	135,5 cm
Membrane	Composition des fibres	Polysulfone
	Support	Epoxy
	Composition Collecteur	PVC
	Diamètre ext. d'une fibre	0,15 cm
	Diamètre de pore	0,1 - 0,2 □
	Longueur de fibre	61 cm
	Espacements entre fibres	0,1 - 0,2 cm
	Nombre de fibres	145 unités
	Surface totale	0,42 m^2
Pompe péristaltique	Débit	120 l/h max.
Tuyaux	Marque	Tygon
Agitateur	_	_
Diffuseur d'air	_	Conique amovible

4.3.1.2. Description

Le bioréacteur (1) (fig. 4) est formé par un module qui contient la membrane à configuration spatiale flottante. Ce module est formé par un cylindre en acrylique transparent dont le volume est égal à 68,4 litres. Les collecteurs qui relient les fibres creuses de la membrane, sont installés dans le fond du cylindre juste au dessus de l'aérateur. Cet aérateur a été installé à la base pour éviter le dépôt des boues dans le fond du bioréacteur d'une part et d'autre part pour assurer un bon mélange de l'effluent avec les boues activées. Une pompe péristaltique reliait le réservoir d'alimentation à l'entrée du bioréacteur qui est située à sa base. La deuxième pompe reliait la membrane au réservoir du perméat. La purge des boues a été assurée par un trop plein et manuellement, dans certains cas, pour être collectées dans un réservoir. L'agitateur représenté sur la figure 4 jouait le rôle de coupe mousse au besoin.

4.3.1.3. Fonctionnement

Une fois que toutes les composantes du bioréacteur ont été assemblées et juste avant sa mise en marche, le remplissage du réservoir d'alimentation par de l'effluent à traiter a été effectué. Ensuite, le réacteur a été rempli avec 30 litres d'effluents inoculés avec des boues secondaires issues d'une unité de traitement de la même papetière. Ce mélange, appelé liqueur mixte (ML), a été réalisé dans des proportions de 3/1. Après une période d'acclimatation de la biomasse, on a mis en marche simultanément la pompe qui relie le réservoir d'alimentation à l'entrée du bioréacteur et la pompe à vacuum qui relie, quant à elle, la membrane et le réservoir de perméat. La première pompe permettait d'alimenter le bioréacteur avec 30 litres d'effluents par jour et la deuxième pompe permettait d'activer le processus de la filtration membranaire. L'agitateur qui est installé au dessus de la membrane a été utilisé comme coupe mousse et a été mis en marche seulement trois semaines après le début des expérimentations en continu. La purge des boues était réalisée partiellement par l'ouverture du trop plein et le volume établi auparavant était, souvent, complété manuellement et acheminé vers un réservoir de collecte des boues. Avant chaque collecte des boues, un arrêt momentané du bioréacteur a été opéré pour activer le processus de sédimentation qui permettait de collecter des boues concentrées.



Ea: échantillon de l'alimentation; **Em**: échantillon de la liqueur mixte, **Eb**: échantillon des boues; **Ep**: échantillon du perméat.

Figure 4 : Schéma général du bioréacteur (1) qui intègre la membrane et les boues activées dans le même module

4.3.2. Bioréacteur (2)

4.3.2.1. Composantes

Le tableau 5 présente les différentes composantes du bioréacteur (**2**) et donne un aperçu sur leurs caractéristiques techniques. Nous avons désigné le grand cylindre par la lettre (**G**) et le petit cylindre qui renferme la membrane par la lettre (**P**).

Tableau 5 : Paramètres et valeurs des principales composantes du Bioréacteur (2)

Composantes	Paramètres	Valeurs
Cylindre (G)	Composition	PVC
	Diamètre ext.	25.4 cm
	Hauteur	135 cm
Cylindre (P)	Composition	PVC
	Diamètre ext.	11 cm
	Hauteur	80 cm
Membrane	Composition des fibres	Polysulfone
	Support	Epoxy
	Composition Collecteur	PVC
	Diamètre ext. d'une fibre	0,15 cm
	Diamètre de pore	0,1 - 0,2 µ
	Longueur de fibre	61 cm
	Espacements entre fibres	0,1 - 0,2 cm
	Nombre de fibres	145 unités
	Surface totale	0,42 m^2
Pompe peristaltique	Débit	120 l/h max.
Pompe submerscible	Débit	1070 l/h max.
Agitateur	_	_
Diffuseur d'air	Conique amovible	_
Filtre	Diamètre des pores	0.5 mm

4.3.2.2. Description

Le bioréacteur (2) (fig. 5) est formé par un module qui contient la membrane à configuration spatiale verticale. Ce module est formé par deux cylindres : cylindre (**G**) et cylindre (**P**). Le volume du premier est égal à 68,4 litres, alors que celui du deuxième est égal à 7,6 litres. Ces deux cylindres sont imbriqués l'un dans l'autre et ne communiquent pas entre eux directement. Les fibres creuses de la membrane sont installées verticalement à l'intérieur du cylindre (**P**). Le pompage de la liqueur mixte du cylindre (**G**) vers le cylindre (**P**) est assuré par une pompe submersible qui est installée dans un bassinet de refroidissement.

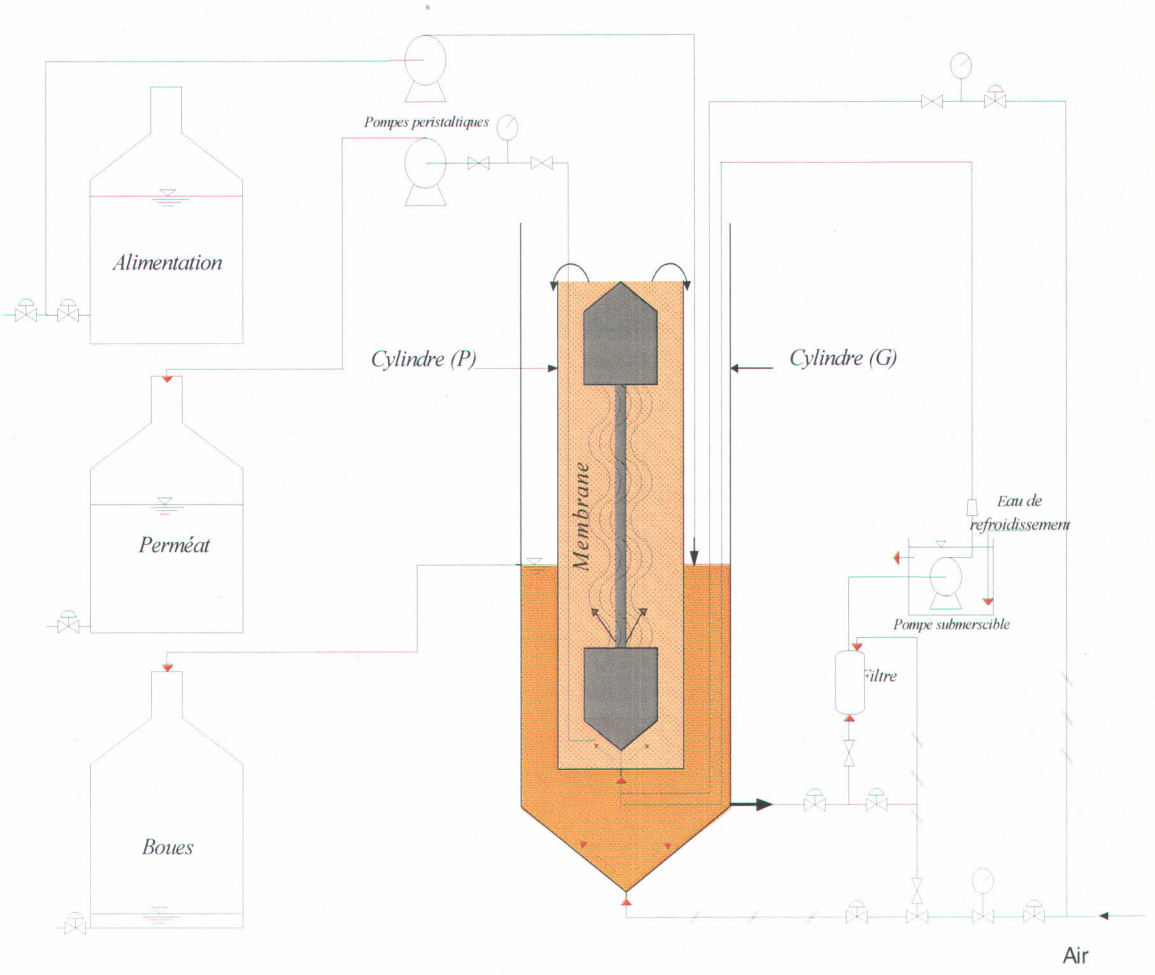


Figure 5 : La nouvelle configuration spatiale de la membrane dans le Bioréacteur (2)

4.3.2.3. Fonctionnement

Tout d'abord, le remplissage du réservoir d'alimentation par de l'effluent à traiter a été réalisé et ensuite, le cylindre (**G**) a été rempli à son tour avec 25 litres d'effluents inoculés avec les mêmes boues secondaires utilisées dans le cas du bioréacteur (1). Ce mélange a été réalisé dans des proportions de **3/1** et a été, aussi, utilisé pour remplir les 5 litres restants du volume du cylindre (**P**).

À partir du réservoir d'alimentation, une pompe péristaltique est utilisée pour alimenter, avec un débit de 30 litres d'effluents par jour, le cylindre (**G**) du bioréacteur. Par la suite, le mélange de cet effluent, avec la liqueur mixte, est assuré par la simple aération produite à la base de ce cylindre ainsi que la liqueur mixte qui tombait du haut du cylindre (**P**) sous forme de chute. De là, cette liqueur mixte est acheminée vers la base du cylindre (**P**) par une pompe submersible tout en traversant un filtre qui est situé à mi-chemin entre la pompe et le cylindre (**G**). Le diamètre moyen des pores de ce filtre est de 0,5mm. L'installation de ce filtre a comme but de réduire les agrégats formés par la biomasse et par certaines grosses particules, issues directement de l'alimentation, pour protéger la pompe et pour réduire la concentration en particules dans le cylindre (**P**). La vitesse de circulation de cette liqueur a été sélectionnée de telle manière à réduire considérablement le phénomène de colmatage des membranes. Le débit de circulation de la liqueur mixte a été déduit expérimentalement et correspond à 0,8 m^3/h.

La liqueur mixte traverse le cylindre (**P**) de la base vers le haut assurant ainsi un écoulement parallèle aux fibres de la membrane pour chuter du haut de ce même cylindre vers la surface de la liqueur mixte du cylindre (**G**).

Suite aux précédentes étapes, la mise en marche du vacuum pour collecter le perméat a été entamée. Quant à la purge des boues, celle-ci a été assurée manuellement.

4.3.2.4. Sources des eaux usées

Les industries papetières utilisent différents procédés pour transformer la matière première en papier. Dans une fabrique de papiers, ces procédés sont séparés en différentes étapes de production (tableau 6). De telles étapes se divisent en deux grands groupes :

a) les étapes de séparation des composés du bois par processus physiques et chimiques et

b) les étapes d'alternance entre lavage et blanchiment de la pâte surtout lorsqu'il s'agit de production de pâte Kraft.

Tableau 6 : Les principales étapes de production des pâtes et papiers, les principales caractéristiques des effluents correspondant à chacune de ces étapes et les points d'échantillonnage.

Matériaux	Procédés	Caractéristiques des effluents			Points d'échantillonnage
		Volume (%)	**DBO (%)**	**SS (%)**	
Copeaux	Préparation du bois	6,2	0,4	3,8	***E-1***
Liqueur de digestion	Mise en pâte	**16,8**	**44,6**	5,8	À la sortie de ce procédé
Eaux blanches et recyclées	Essorage, lavage, épaississement	7,3	17	28,8	***E-2***
Agents de blanchiment	Blanchiment	**42**	17	3,8	Combine ces deux procédés
Teintures	Mise en papier	**27,4**	21,2	**57,6**	

Les 2 types d'eaux (E1 et E2) produites par les principales étapes de productions (tableau 6) sont échantillonnés séparément. Les principaux critères qui ont permis de cibler notre choix des effluents à traiter séparément sont :

a) la concentration en DBO élevée;
b) le volume d'eau élevé.

Les critères fixés représentent les points de forces du procédé de traitement par membranes couplé aux boues activées. Étant donné que le point de faiblesse des membranes dans le traitement des eaux usées est les grands volumes d'effluents alors notre premier choix porte sur les effluents ayant un faible volume et une charge élevée.

Le premier point sélectionné pour effectuer l'échantillonnage E-1 se situe en aval du procédé de mise en pâte. La caractéristique des effluents collectés au niveau du premier point d'échantillonnage E-1 c'est qu'ils contiennent presque la moitié de la charge en DBO totale, produite par l'usine, alors que leur volume ne représente que 16% du volume total des effluents collectés à la sortie de cette même usine. Le point E-2 correspond au mélange des eaux usées produites par le procédé de blanchiment et celles produites par le procédé de mise en papier. Cette dernière sélection est fondée sur deux points :

a) les eaux usées issues du procédé de blanchiment représentent environ 42% du volume total produit par tous les autre processus de fabrication. En plus, ces eaux sont les plus toxiques de cette industrie du fait que c'est lors de cette étape que la formation de substances organochlorées est enregistrée et
b) les effluents produits au niveau du procédé de mise en papier ont été choisis du fait que c'est à ce niveau de fabrication que les effluents sont les plus chargés en solides en suspension (MES) 57,6% par rapport à la totalité des MES produites par l'ensemble des procédés de l'usine.

Avant le traitement de ces effluents, des nutriments (N et P) ont été ajoutés pour atteindre le rapport DBO/N/P = 100/5/1. Pour ce faire, la relation entre le débit des nutriments, le débit d'alimentation et la charge de ce dernier en DBO_5 a été utilisée.

4.3.3. Boues activées

Pour l'inoculation des effluents, des boues activées de l'usine de traitement de la compagnie Tembec ont été choisies pour faciliter le processus d'acclimatation. Après cette étape, une période d'acclimatation a été déterminée et certains paramètres tels la matière organique en suspension et la DCO seront déterminés.

5. RÉSULTATS ET DISCUSSIONS

5.1. Discussion du principe

Dans le cas du bioréacteur (1), le flux du perméat chutait brusquement dès le treizième jour, ce qui a nécessité plusieurs périodes d'arrêts pour le nettoyage de la membrane. Cette baisse du flux est causée par l'obturation partielle ou totale des pores de plusieurs fibres de la membrane. Cette obturation est en général le résultat de deux phénomènes importants et bien connus chez les exploitants des membranes dans le domaine de la filtration :

a) la différence de concentration de part et d'autre de la membrane engendre le phénomène de polarisation (Dence, 1996) et
b) la force de succion à l'intérieur des membranes aspire les particules et les gardes collées au niveau des pores. Théoriquement, les particules dont les diamètres sont supérieurs à ceux des pores de la membrane sont séparées du filtrat et résident dans le cylindre 1b du bioréacteur B ou restent collées sur les surfaces des fibres. La force de succion exercée à l'intérieur des fibres, est à l'origine de ce phénomène.

D'ailleurs, c'est pour ces raisons apparentes que la force de cisaillement au niveau de l'interface membrane liqueur mixte a été crée. Une telle force de cisaillement peut s'opposer à la force de succion qui est à l'origine du piégeage des particules au niveau de cette même interface. Cette dernière, forme un bon support de fixation pour d'autres particules ainsi qu'à des micro-organismes (Peys *et al.*, 1997).

À cet effet, il est logique de déduire que la contrainte exercée par l'écoulement orienté de la liqueur mixte réduirait ces deux derniers phénomènes et réduirait aussi par la même occasion les zones anoxiques tout en assurant un bon mélange de la liqueur mixte.

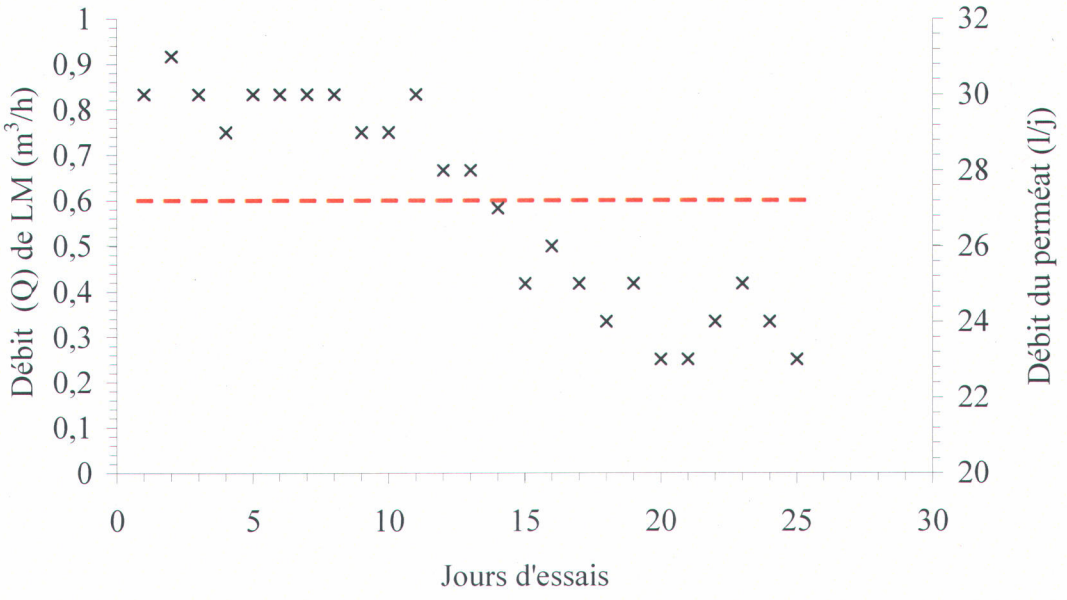


Figure 6 : Variation du flux du perméat en fonction du temps à Q_{LM}=0.6 m^3/h

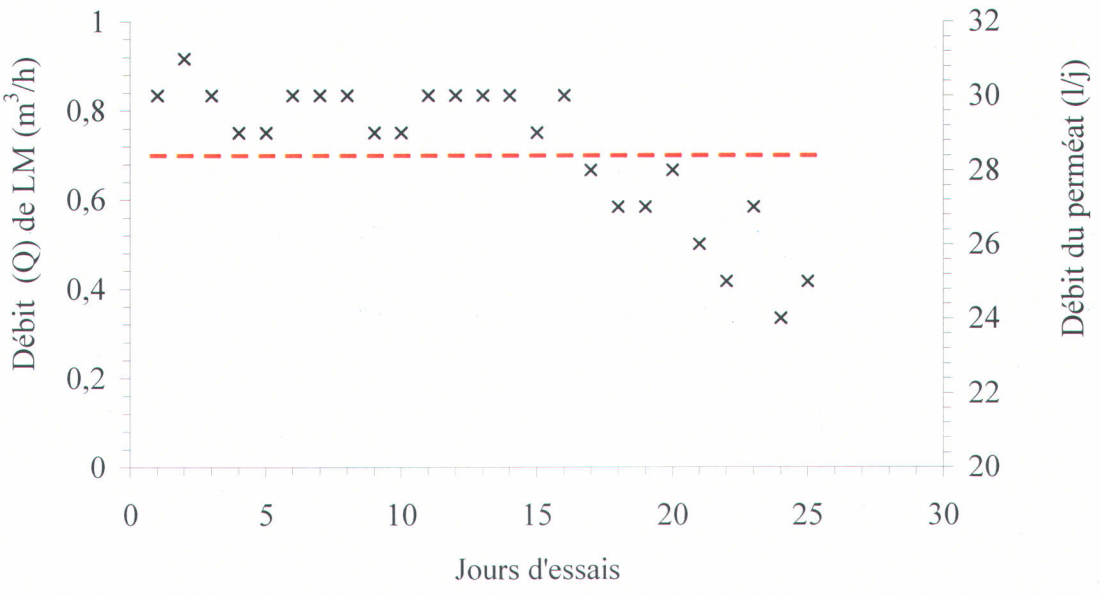


Figure 7 : Variation du flux du perméat en fonction du temps à Q_{LM}=0.7 m^3/h

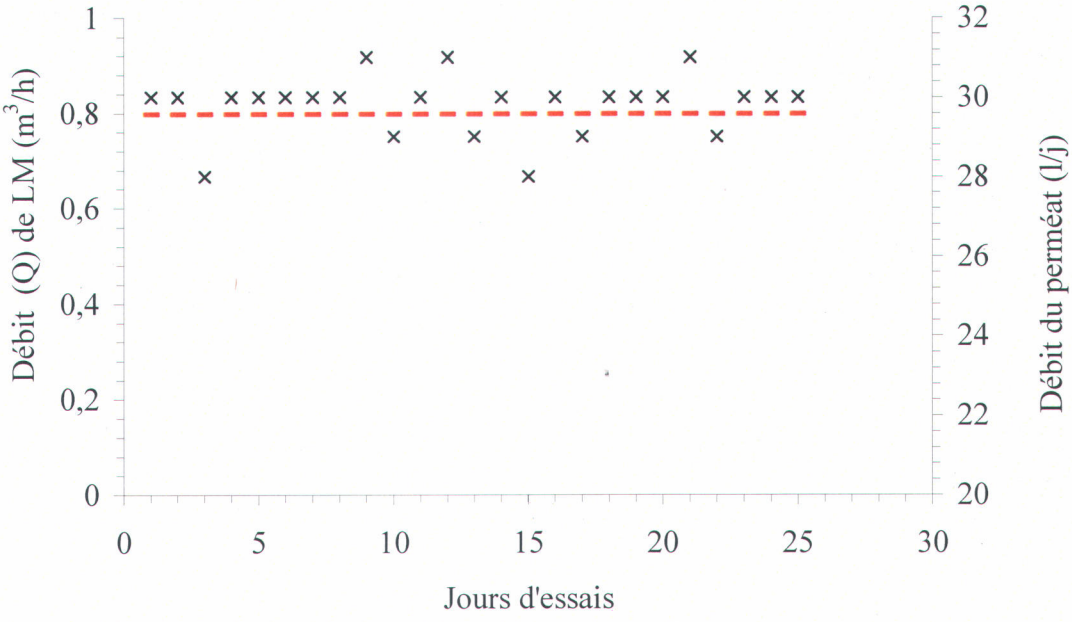


Figure 8 : Variation du flux du perméat en fonction du temps à Q_{LM}=0.8 m^3/h

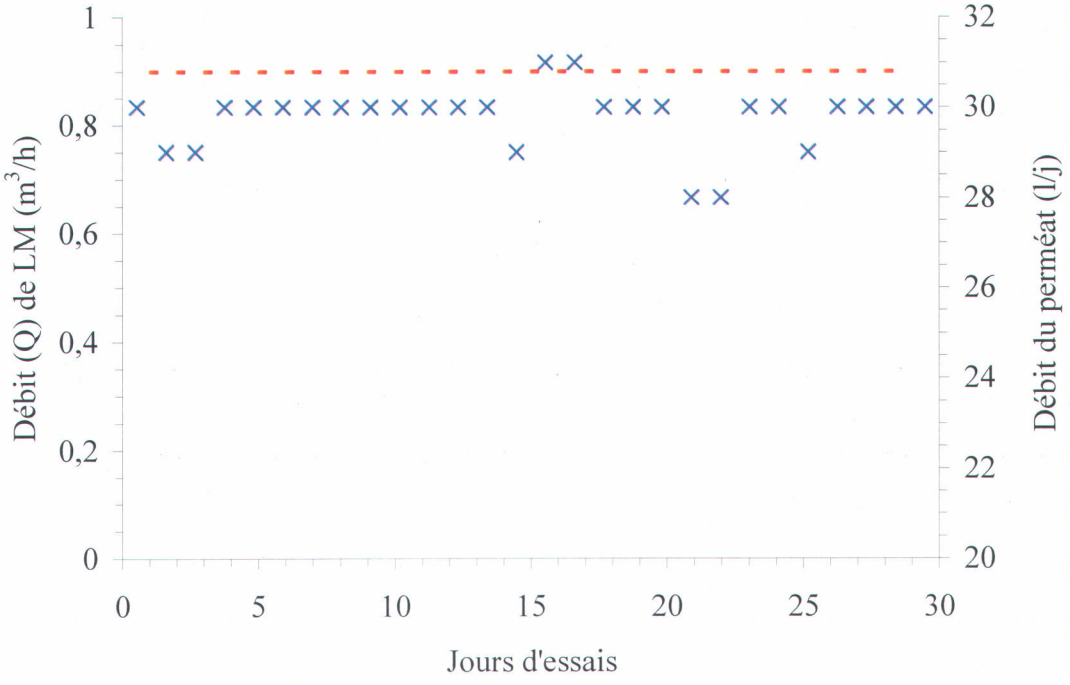


Figure 9 : Variation du flux du perméat en fonction du temps à Q_{LM}=0.9 m^3/h

Les tests réalisés au laboratoire de l'Institut National de la recherche scientifique, centre Eau, Terre, Environnement (l'INRS-ETE) pour déduire expérimentalement le débit de recirculation de la liqueur mixte consistaient à maintenir un débit constant de la pompe qui contrôle la pression négative dans la membrane et mesurer par la suite les variations, du débit du perméat, en fonction du temps d'expérimentation. Ces essais s'échelonnaient sur une période de temps de 30 jours. Les débits de la liqueur mixte (Q_{LM}) utilisés lors des essais sont 0,6; 0,7; 0,8 et 0,9 m^3/h. Le temps de rétention hydraulique utilisé pour mener ces mêmes essais était TRH = 1 jour et le débit du perméat était de 30 litres/jour.

Les graphiques représentés par les figures 6, 7, 8 et 9 illustrent les variations, du débit du perméat, en fonction du temps (TRH=1j et Q_{LM} constant). D'ailleurs toutes les valeurs obtenues et utilisées pour produire tous les graphiques de ce document sont représentées en annexes. Les graphiques 6 et 7 sont représentés par deux phases dont l'ampleur et la durée, sont différentes. La première phase (appelée phase de stabilité) correspond à une fluctuation du débit du perméat autour d'un litre par jour alors que la deuxième phase (phase de décroissance), représente une baisse continue du débit du perméat. Le graphique de la figure 6 illustre une baisse du flux du perméat dès le 12ième jour du début de l'essai pour atteindre la valeur de 23 litres vers le 21ième jour. Cette variation correspond à un taux de réduction du débit du perméat d'environ 23%.

L'allure générale de la courbe représentée par la figure 7 ressemble à celle de la figure 6. À la différence de cette dernière, la baisse du débit du perméat s'amorce un peu plus tard vers le 17ième jour pour atteindre seulement la valeur de 24 litres/jour. Cette baisse correspond à un taux de réduction du débit du perméat de 20%.

L'augmentation du débit de la liqueur mixte à l'intérieur du cylindre (P) du bioréacteur 2 de 0.1 m^3/h par rapport au débit initial qui était fixé à 0,6 m^3/h, a permis de maintenir le débit du perméat constant au moins 5 jours de plus que le premier essai. Il faut noter aussi que l'augmentation mentionnée précédemment s'est traduite entre les deux essais par une variation de la chute du débit du perméat d'environ 3%. Cette variation a permis au débit du perméat de ne pas descendre en dessous des 24 litres au moins pendant

le reste du temps de cet essai. On pense que cette augmentation s'est déjà répercutée sur les mécanismes qui régissent le processus de séparation membranaire au niveau de l'interface membrane liqueur mixte. Ceci peut se faire en créant une zone de cisaillement qui s'opposerait au piégeage des particules dont les seuils de coupures sont supérieurs à celui de la membrane et/ou en diminuant le phénomène de polarisation de part et d'autre de la membrane. L'augmentation du débit de la liqueur mixte au niveau du petit cylindre (P) du bioréacteur 2 peut être à l'origine d'une réduction du phénomène de polarisation par l'homogénéisation de la liqueur mixte au niveau de l'interface.

Le point en commun entre les figures 8 et 9, est qu'elles ne présentent pas une baisse du perméat pendant toute la période des essais. Il faut noter quand même une légère fluctuation du débit du perméat dont la fréquence est beaucoup moins élevée dans le cas de la figure 9 que celle de la figure 8.

Les deux premiers essais réalisés respectivement sous les débits de la liqueur mixte de 0,6 m^3/h et de 0,7 m^3/h ont permis d'obtenir des graphiques qui sont relativement semblables pendant les dix premiers jours d'expérimentation. Au début, la fluctuation journalière (environ 1 litre) obtenue, suite à ces deux essais, a été sous estimée et a été attribuée uniquement à la variation qui peut être causée par un défaut technique relié à la pompe péristaltique et/ou au tuyau. Or, l'essai 4, lors duquel le débit de la liqueur mixte égale à 0,9 m^3/h a été utilisé et avec le même matériel d'expérimentation utilisé pour les autres tests a donné une fluctuation très disparate dans le temps par rapport à l'essai 3. Ainsi, je peux dire que l'augmentation du débit de la liqueur mixte à partir de la valeur 0,6 m^3/h jusqu'à la valeur 0,9 m^3/h ne se traduit pas uniquement par le maintient du débit du perméat tout le temps de l'expérimentation mais se traduit aussi par une baisse considérable des fluctuations de ce débit. On pense que ces fluctuations d'environ 1 litre/jour sont le résultat d'un colmatage temporaire des fibres de la membrane car si elles étaient liées aux pompages, la fluctuation très dispersée dans le temps lors de l'essai 4 ne serait pas enregistrée.

Suite aux résultats obtenus avec le bioréacteur (2), je peux conclure que le test réalisé sous un Q_{LM} = 0,9 m^3/h est le plus concluant car il permet de garder le flux du perméat constant pendant toute la durée d'expérimentation. On peut conclure, aussi, que la variation de la vitesse d'écoulement tangentiel utilisé à la surface des fibres de la membrane, influence le type de colmatage. Ceci en produisant un colmatage permanent ou temporaire à la surface de ces mêmes fibres. Lors de l'utilisation d'un débit de la liqueur mixte variant entre des valeurs de 0,6 m^3/h à 0,7m^3/h les fibres de la membrane sont affectées par un colmatage temporaire et un autre permanent. Par contre, une augmentation du débit de la liqueur mixte à une valeur égale à 0,9 m^3/h éliminerait complètement le colmatage permanent et réduirait considérablement le colmatage temporaire.

L'utilisation de la vitesse d'écoulement au niveau de l'interface membrane liqueur mixte, lors du traitement des effluents des pâtes et papiers par le procédé de couplage des BA et de séparation membranaire, peut réduire considérablement les problèmes de colmatage direct et/ou par polarisation. Pour atteindre cet objectif, le sens de l'écoulement doit être perpendiculaire à la force de succion et que la résultante de ces deux forces génère une contrainte de cisaillement qui empêcherait les particules de coller sur les parois de la membrane. Un tel écoulement est à l'origine d'une meilleure homogénéisation de la liqueur mixte et permettrait par la même occasion de réduire la concentration de part et d'autre des parois des fibres de la membrane réduisant indirectement le phénomène de polarisation.

On peut conclure suite à l'analyse des figures 6, 7, 8 et 9, obtenues par le bioréacteur (1), que la durée de la phase de stabilité du débit du perméat est proportionnelle au débit de la liqueur mixte (Q_{LM}) au moins pour la durée du test. Ainsi, une augmentation du Q_{LM}, serait à l'origine de la prolongation de la durée de cette phase de stabilité du flux du perméat. Par contre, la durée de la baisse du débit du perméat enregistrée lors de la phase de décroissance, est inversement proportionnelle au Q_{LM}.

On avait la possibilité d'augmenter encore le débit de la liqueur mixte mais les résultats obtenus par le test 4 sont très concluants pour permettre la continuation du reste de l'expérimentation. À cet effet, on considère que notre objectif fixé au préalable et qui

consistait à réduire le problème de colmatage a été atteint au moins pendant toute la période d'expérimentation. Toutefois, une variation de la concentration en matière en suspension (MES) de la liqueur mixte affecterait certainement le problème de colmatage. Une augmentation de la concentration en MES nécessiterait une augmentation du débit de la liqueur mixte pour contrer le problème de colmatage qui est proportionnel à la concentration en MES.

5.2. Résultats et discussions - Bioréacteur (1) et Bioréacteur(2)

5.2.1. Bioréacteur (1)

On a choisi une durée d'expérimentation de 30 jours car lors des essais, au laboratoire, à des TRH = 1 jour, des lavages périodiques de la membrane du bioréacteur (1) ont été effectués, environ, toutes les deux semaines. Il faut mentionner que lors de la phase d'optimisation des temps de rétention hydraulique (TRH) utilisés, les résultats obtenus à des TRH inférieurs à 1 jour étaient relativement instables ce qui nous a obligé dans ce cas à prendre TRH = 1 jour comme limite inférieure. Même sans l'usage des membranes les résultats de biodégradabilités obtenus par (Diez *et al.*, 2002) ne sont pas en faveur d'une diminution importante du TRH. La figure 13 illustre bien la chute drastique du débit du perméat qui s'amorce dès le 14ième jour. Le volume total utilisé lors de l'expérimentation est de 30 litres et les valeurs de l'axe des ordonnées sont relatives au temps de rétention hydraulique (TRH) utilisé.

Les figures 10, 11, 12 et 13 ont été obtenues successivement aux différents temps de rétention hydraulique: TRH = 4 j, TRH = 3 j, TRH = 2 j et TRH = 1 j. Chacune de ces figures est caractérisée par deux phases; l'une de stabilité et l'autre de décroissance du flux du perméat. On constate que la durée et l'ampleur de ces deux phases sont variables d'une figure à l'autre dépendamment du TRH utilisé. Ces graphiques montrent des variations du débit du perméat obtenu par la membrane du bioréacteur (1) en fonction du temps de mise en marche de celui-ci. Ces variations oscillent entre les valeurs 0,3 et 10 litres durant la période de l'expérimentation.

Le graphique de la figure 10, obtenu à TRH = 4 jours, illustre deux phases l'une de stabilité et l'autre de décroissance. La première phase de stabilité s'étend du premier jour au 26ième jour d'expérimentation et représente parfois une fluctuation du flux du perméat de 0,3 litre/jour. Cette fluctuation correspond à un taux de variation du flux du perméat de 4%. Quant à la phase de décroissance, celle-ci, s'étend du 27ième au 30ième jour d'expérimentation. Lors de cette phase, une chute continue du flux du perméat est enregistrée pour atteindre à la fin du test la valeur de 6,9 litres/jour. Cette baisse du flux correspond à un taux de variation d'environ 10%.

La première phase de la figure 11 illustre des variations, du flux du perméat, de 0,5 litre/jour en moyenne pendant les trois premières semaines. Cette fluctuation correspond à un taux de variation d'environ 5% alors que celui de la deuxième phase atteint la valeur de 25%. Cette deuxième phase s'étend, dans ce cas, à partir du 27ième jour pour aller jusqu'au 30ième jour d'expérimentation. Le pic obtenu lors de la première phase au 4ième jour peut correspondre à une perforation partielle d'une des fibres de la membrane.

Dans le cas du graphique obtenu à TRH = 2 jours (fig. 12), la durée de la phase de stabilité est plus courte que celle obtenue au TRH = 3 jours. Cette phase débute dès le premier jour pour aller jusqu'au 17ième jour et représente un taux de variation du flux du perméat d'environ 4,5%. Quant à la deuxième phase, celle-ci, s'amorce dès le 18ième jour d'expérimentation avec une baisse du flux et s'étend jusqu'à la fin du test pour atteindre la valeur 12,4 litres/jour. Cette baisse correspond à un taux de réduction du flux du perméat d'environ 18%.

La phase de stabilité du flux du perméat obtenue à TRH = 1 jour (figure 13) s'étend seulement sur une période de 13 jours et représente, occasionnellement, un faible taux de réduction du flux avoisinant les 3%. Ce taux correspond à une baisse de 0,5 litre/jour. La deuxième phase de la courbe commence dans ce cas dès le 13ième jour et amorce sa chute à partir de la valeur 27 litres/jour pour atteindre en dix jours une valeur

égale à 20 litres/jour (perte de 10 litres/jour). Cette chute drastique du flux du perméat correspond à un taux de réduction du flux d'environ 33%.

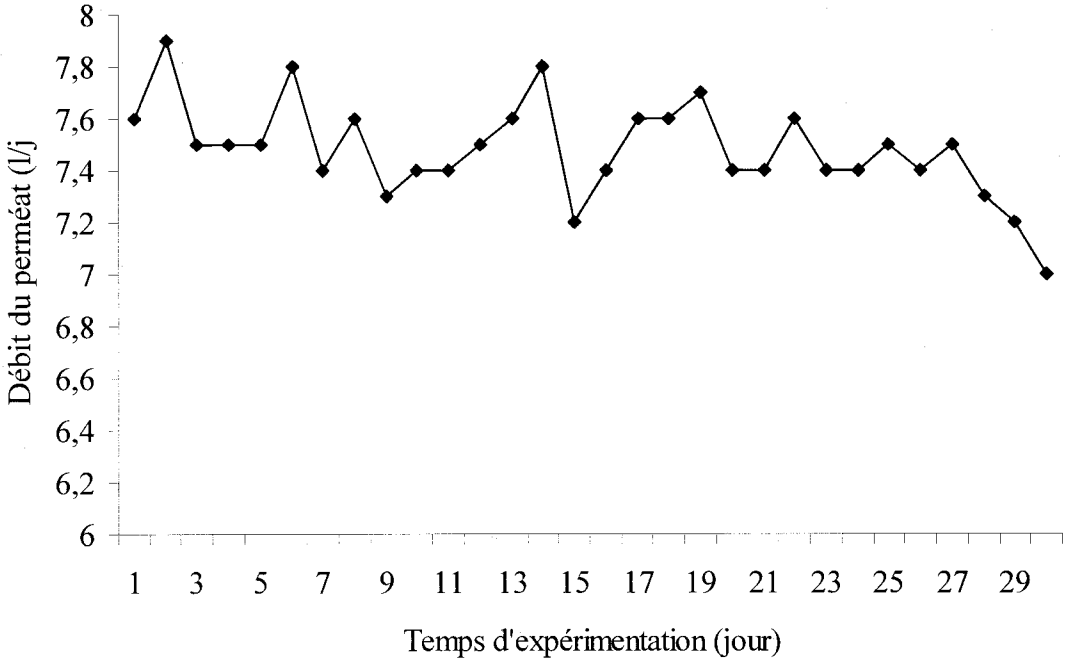


Figure 10 : Variation du débit du perméat durant le temps d'expérimentation à TRH=4j

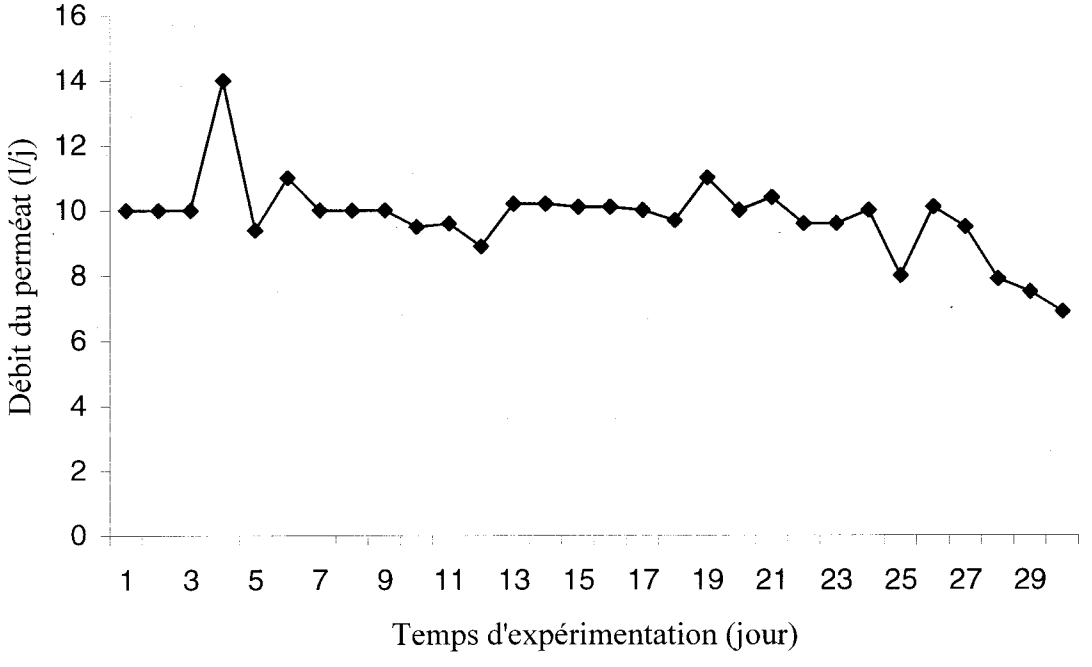


Figure 11 : Variation du débit du perméat durant le temps d'expérimentation à TRH=3j

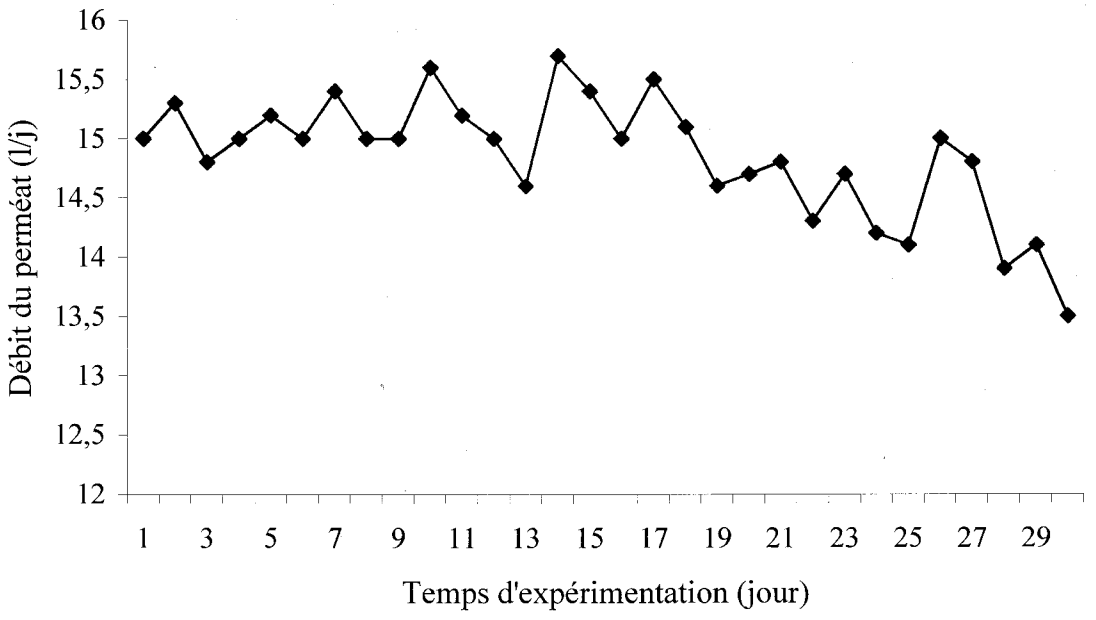


Figure 12 : Variation du débit du perméat durant le temps d'expérimentation à TRH=2j

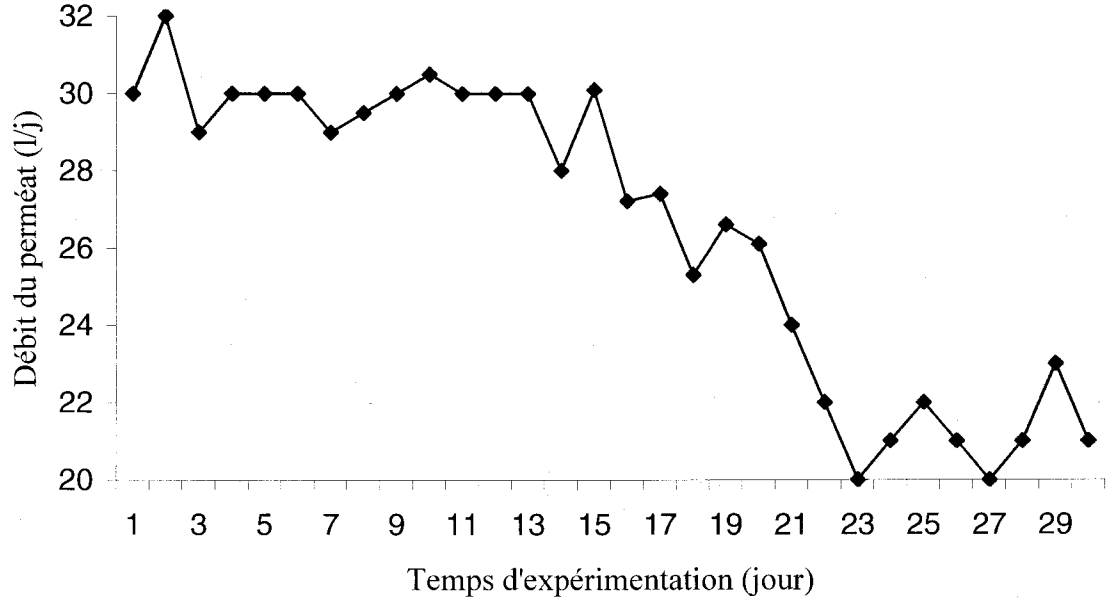


Figure 13 : Variation du débit du perméat durant le temps d'expérimentation à TRH=1j

5.2.2. Bioréacteur (2)

Les figures 14, 15, 16 et 17 représentent les variations du débit du perméat en fonction du temps de mise en marche du bioréacteur (2) pendant les différents temps de rétention hydraulique. Contrairement aux figures obtenues dans le cas du bioréacteur (1), celles-ci ne possèdent que la phase de stabilité du flux du perméat durant toute la période d'expérimentation choisie. Chacune de ces figures est caractérisée par une seule phase.

La figure 14 illustre les résultats obtenus au TRH = 4 jours. Lors de cette expérimentation, la variation moyenne du débit du perméat enregistrée, pendant les trois premières semaines, est de 0,4 litres/jour. Cette variation correspond à un taux de réduction du perméat de 5,3%. Cette variation du débit du perméat a augmenté pendant la quatrième semaine pour atteindre la valeur moyenne de 0,6 litres/jour et qui laisse paraître une légère tendance vers une phase de décroissance. Puisque les essais ont été menés avec le bioréacteur (2) sous le débit de la liqueur mixte, sélectionnée précédemment (0,9 m^3/h), alors il a été difficile de prévoir cette haute fréquence de fluctuation du débit du perméat. Une telle fluctuation révèle un phénomène de colmatage temporaire accentué.

La figure 15 et la figure 16 montrent le même modèle de variation du débit du perméat mais avec une moyenne plus élevée que celle obtenue dans le cas de la figure 14. On constate qu'à des temps de rétention hydraulique variant de 4, 3 et 2 jours, et sous un débit de la liqueur mixte constant (0,9 m^3/h) une fréquence de colmatage temporaire importante a été, quand même, obtenue. Théoriquement c'est l'augmentation du temps de rétention hydraulique; synonyme d'une baisse de la pression négative, qui devrait donner les débits du perméat les plus stables, mais ce n'est pas le cas. On pense que la baisse considérable de la force de succion serait à l'origine de ce phénomène. Ceci, en permettant, probablement, l'accumulation ou le développement d'un bio-film, sur la surface externe de la membrane, qui se détache périodiquement lorsque la pression de succion augmente légèrement. En résumé, ces constats laissent croire que la vitesse de l'écoulement tangentiel à la surface des fibres de la membrane n'est pas suffisante pour résoudre le problème de colmatage. Par conséquent, c'est l'intégration de la pression négative adéquate et le bon

choix de la vitesse d'écoulement qui peuvent contrôler efficacement le problème de colmatage.

La figure 17 représente des fluctuations du débit du perméat nettement inférieures en amplitude et en fréquence que celles représentées par les figures 14, 15 et 16. Ainsi, la combinaison entre un temps de rétention hydraulique égale à 1 jour et un débit du perméat égale à 0,9 m^3/h, engendre les meilleurs résultats escomptés lors de cette étude.

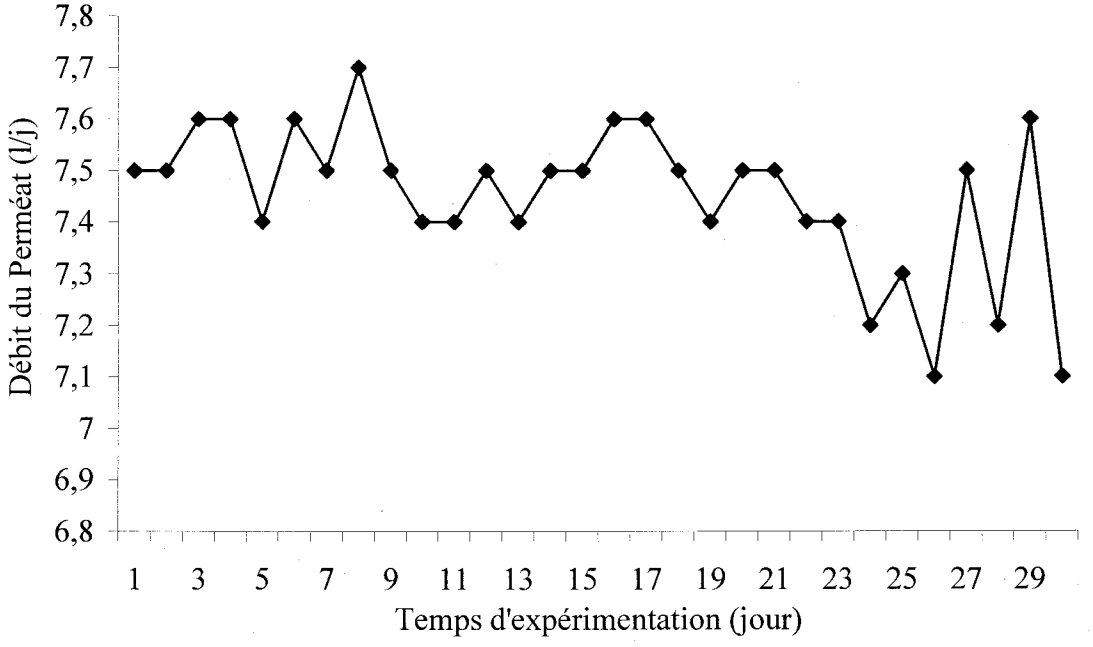


Figure 14 : Variation du débit du perméat durant le temps d'expérimentation à TRH=4j

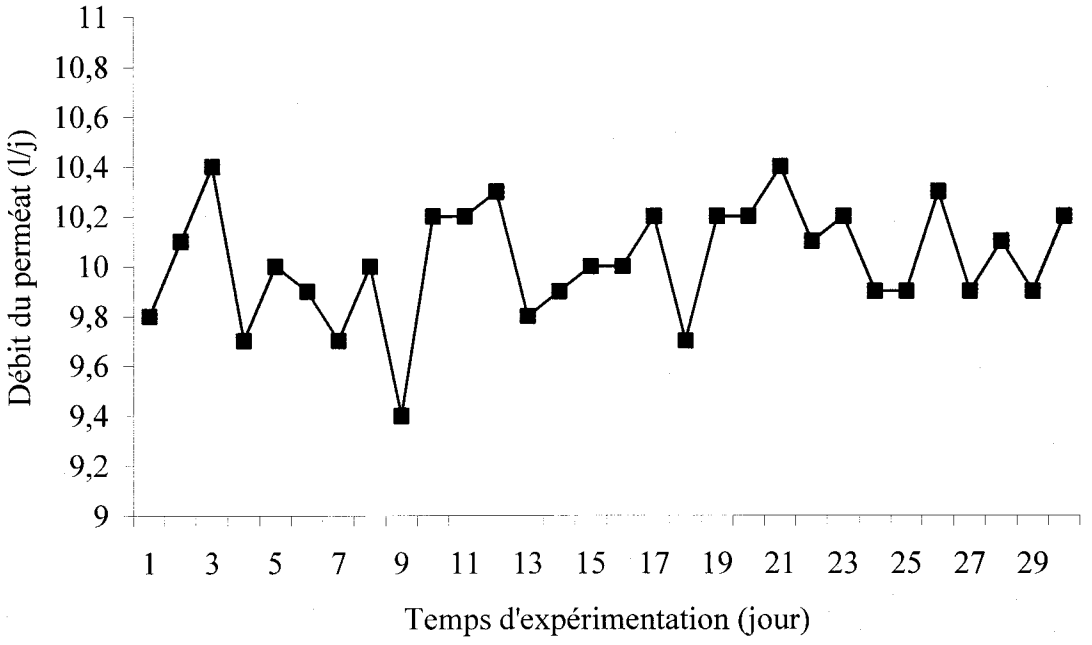


Figure 15 : Variation du débit du perméat durant le temps d'expérimentation à TRH=3j

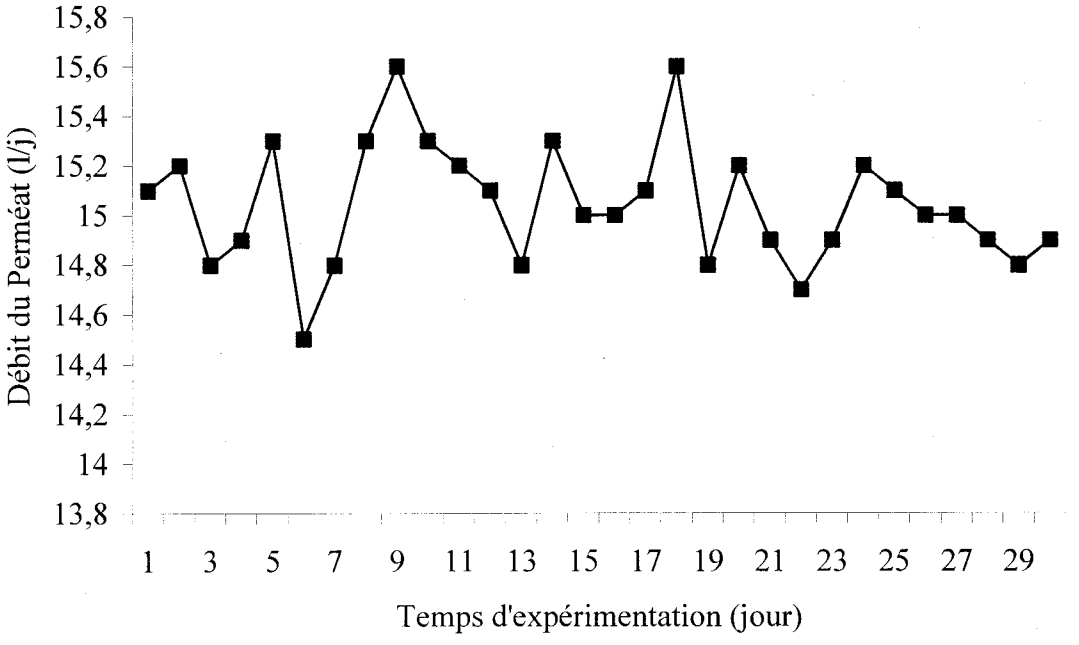


Figure 16 : Variation du Débit du Perméat durant le temps d'expérimentation à TRH= 2j

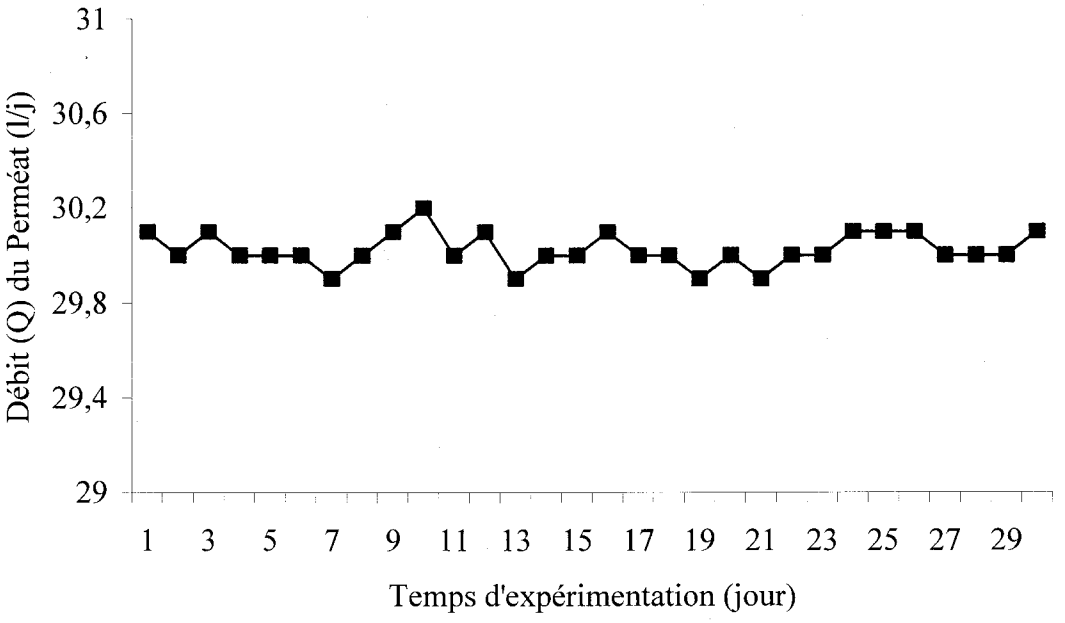


Figure 17 : Variation du Flux du Perméat durant le temps d'expérimentation à TRH=1j

On a constaté, au laboratoire, que dans le cas du bioréacteur (2) la phase de décroissance est absente pendant toute la période de l'expérimentation. Lors des essais, cette phase n'apparaissait qu'autour du 50ième jour de mise en marche de ce bioréacteur à TRH = 1 jour. On peut conclure, de ce fait que la force de cisaillement créée au niveau de l'interface membrane-boues activées a permis de réduire considérablement les sources qui sont à l'origine du colmatage des pores. Ce maintien du débit de perméat a permis de réduire la fréquence des arrêts du bioréacteur pour des fins de lavage de la membrane.

5.2.3. Conclusion

On peut résumer les résultats obtenus (fig. 14, fig. 15, et fig. 16) lors des essais sous des temps de rétention hydrauliques de 4, 3, et 2 jours, par l'obtention d'une variation du taux de réduction du flux du perméat, moyen, de 4%. Quant à la figure 17, elle représente un débit du perméat presque stable avec une légère variation du taux de réduction du flux qui ne dépasse pas 0,3%. Du fait que cette variation n'a pas d'impact sur les autres analyses, alors elle est considérée, tout simplement, négligeable.

L'action de la vitesse de l'écoulement tangentiel réduit efficacement le colmatage permanent des membranes lors du traitement des eaux usées de l'industrie papetière qui utilise le procédé Kraft dans la fabrication du papier.

L'action de la vitesse de l'écoulement tangentiel n'est pas suffisante à elle seule pour réduire efficacement le problème de colmatage temporaire lors du traitement des effluents issus du procédé de blanchiment d'une papetière.

La combinaison de l'action de la vitesse de l'écoulement tangentiel de la liqueur mixte à celle de la pression négative exercée à l'intérieur des fibres de la membrane donne les meilleurs résultats concernant la réduction des problèmes liés au deux types de colmatage (temporaire et permanent).

En conclusion générale, je peux dire que c'est la gestion des paramètres qui entrent en jeux de part et d'autre des parois de la membrane, lors du processus de filtration, qui permet de mieux contrôler les problèmes de colmatage lors du traitement des effluents des pâtes et papiers. Parmi ces paramètres, il y a en premier lieu l'action de la vitesse d'écoulement exercée au niveau de l'interface membrane liqueur mixte et en deuxième lieu l'action de la pression négative qui règne à l'intérieur des fibres de la membrane. Une élévation de la vitesse d'écoulement se traduit automatiquement par la réduction du colmatage permanent alors que la combinaison de l'action de l'écoulement tangentiel à la membrane et celle de la pression négative engendre une réduction à la fois du colmatage permanent et du colmatage temporaire des membranes.

On peut dire, en fin de compte, que notre objectif qui consistait à réduire le phénomène de colmatage de la membrane est atteint, expérimentalement. Il reste maintenant, à se pencher sur le volet théorique pour mieux comprendre les mécanismes qui sont mis en jeux dans ce processus, afin d'élaborer une modélisation mathématique du phénomène.

5.3. Expérimentation sur l'effluent # 1

Lors de cette étape, les deux bioréacteurs (1) et (2) ont été utilisés, dans le but d'évaluer, en un premier temps, leurs efficacités respectives dans le traitement de l'effluent # 1 et en un deuxième temps comparer leurs performances. Cette comparaison permettrait d'évaluer l'impact du processus de recirculation de la liqueur mixte sur le procédé de traitement biologique dans le cas du bioréacteur (2).

5.3.1. Caractérisation de l'effluent # 1

Sachant que la charge en DBO_5 d'un effluent est un paramètre décisif dans la réduction du flux du perméat, alors on a préféré utiliser dans un premier temps, l'effluent dont la charge en DBO_5 est la plus élevée (E-1). La concentration moyenne en DBO_5 obtenue est d'environ 6000 mg/l. Le fait de commencer l'expérimentation par l'effluent le plus chargé en DBO, permettrait de confirmer l'efficacité du bioréacteur (2) dans le maintien du débit du perméat d'une part et permettrait d'autre part d'éviter les chocs d'acclimatation de la biomasse lors de l'utilisation des autres effluents.

Afin d'optimiser l'activité microbienne dans les bioréacteurs, l'analyse de l'effluent # 1 a été réalisée pour déterminer ses concentrations en azote (N) et en phosphore (P) qui sont des éléments nutritifs essentiels pour les microorganismes épurateurs aérobies. Pour atteindre cet objectif, le rapport suivant : DBO/N/P = 100/5/1 a été utilisé comme base de calcul. Il faut mentionner que le choix du TRH = 1 jour a influencé les concentrations, en éléments nutritifs (Azote et phosphore), ajoutées (Wang *et al.,* 2003). Les concentrations moyennes de l'effluent # 1 en DBO_5, en azote et en phosphore sont respectivement 6000 mg/l, 75 mg/l et 3 mg/l. Compte tenu de ces derniers résultats, il est aisé de conclure que l'effluent # 1 est très pauvre en azote et en phosphore pour soutenir une bonne activité microbienne. Suite à ce constat, l'ajout de l'azote et du phosphore comme compléments nutritifs s'est avéré obligatoire.

Pour ce faire, l'urée (H_2NCONH_2) pure a été utilisée comme source d'azote complémentaire. Ainsi, pour atteindre le rapport DBO/N = 100/5, il faut avoir 300 mg/l

d'azote pour 6000 mg/l de DBO. Puisque l'effluent contient déjà 75 mg/l d'azote et sachant que l'azote résiduaire doit être autour de 1 mg/l, alors, le manque en azote à combler dans l'effluent # 1 sera de 226 mg/l (300-75+1). L'azote dans l'urée représente 46%; $PM(H_2NCONH_2) = 60$ donc $28/60 = 0,46$. Ceci signifie que pour 100 mg d'urée il y a 46 mg d'azote. Sachant que le manque en azote est de 226 mg alors il faut ajouter 0,49 g d'urée pure par litre d'effluent à DBO= 6000 mg/l. Les valeurs des différentes formes d'azote (azote Kjeldal, azote nitreux et nitrique sauf l'azote ammoniacal) sont présentées en annexe-1. Le phosphore total des effluents, de la liqueur mixte et des perméats sont présentés en annnex-1

Comme source de phosphore complémentaire; l'acide phosphorique H_3PO_4 (85%) a été utilisé pour atteindre le rapport DBO/P = 100/1, le manque à combler en nutriment phosphore était de 58 mg par litre d'effluent. La densité spécifique de $H_3PO_4 = 1,52$ donc il y a 0,413 kg de phosphore par litre de H_3PO_4. Ainsi, le manque à combler en phosphore est de 0,14 ml/l d'effluent # 1.

Le tableau 7, résume les principales caractéristiques de l'effluent # 1. Ce qui ressort et retient notre attention de ce tableau c'est la concentration élevée de l'effluent en DCO qui avoisine les 14 000 mg/l et sa toxicité très élevée. On mentionne aussi que le rapport moyen entre la DBO_5 et la DCO est de 0,43. Les concentrations en azote et en phosphore sont très inférieures à ce qu'elles sont habituellement dans les effluents urbains DBO_5/N/P = 100/25/10. Cet effluent avait un pH moyen d'environ 7,6 et même parfois il atteignait 8,5 ce qui nous obligeait à ajouter des quantités d'acide phosphorique supplémentaires à celles qui ont été ajoutées pour atteindre le rapport DBO/P = 100/1 dans le but de réduire ce pH.

Tableau 7 : Les caractéristiques de l'effluent # 1

Paramètres	valeurs moyennes
Solides totaux (g/l)	11,5
MES (g/l)	6.4
DCO (mg/l)	14387
DBO_5 (mg/l)	6142
N (mg/l)	75
PT (mg/l)	2.3 – 3.8
pH	7,4–8
Toxicité CL 50 (%)	1,6 – 4,3

5.2.4. Paramètres de fonctionnement

Le tableau 8 illustre les principaux paramètres sous lesquels les deux bioréacteurs ont été opérés pour traiter l'effluent # 1. Il faut mentionner que le choix du TRH = 1j est influencé principalement par le grand volume et les concentrations élevées des effluents à traiter d'une part et les contraintes relatives à la réduction du colmatage des membranes d'autre part. Après quelques tests préliminaires sur la production des boues, il s'est avéré plus important d'utiliser un temps de résidence des boues égale à 30 jours.

Tableau 8 : Paramètres d'opération des deux bioréacteurs (1) et (2) pour traiter l'effluent # 1.

Paramètres de fonctionnement	Valeurs
Temps de résidence hydraulique (TRH) (j)	1
Temps de résidence des boues (TRB) (j)	30
pH	6,8-7,7
Oxygène dissout (OD) (mg/l)	0,1-3
Vacuüm (in Hg)	25
Température (°C)	19-21
Rapport F/M	0.05 – 0.15
DBO:N:P	100/5/1
Concentration Pt (alimentation) (mg/l)	60
Concentration N (alimentation) (mg/l)	300

5.2.5. Résultats et discussions

La figure 18 illustre l'évolution des concentrations en solides totaux dans les bioréacteurs (1) et (2). Les résultats mettent en évidence, au-delà du 53ième jour, une augmentation régulière mais assez lente des solides totaux dans les bioréacteurs (1) et (2) pour atteindre respectivement, après 53 jours de fonctionnement, les concentrations moyennes de 42 g/l et 51 g/l (fig. 18). Les concentrations en solides totaux au début de l'expérimentation étaient d'environ 20 g/l dans chaque bioréacteur même si la concentration de l'effluent # 1 n'était que de 11,5 g/l. Cette augmentation est certainement due à l'inoculation de l'effluent par les boues de Tembec au début du test. Après environ 6 semaines de fonctionnement des deux bioréacteurs, une différence de concentration moyenne en solides totaux de 8 g/l dans ces deux bioréacteurs (1) et (2) est enregistrée. C'est le bioréacteur (2) qui développe les meilleures concentrations en solides totaux. Le changement majeur qui a été porté au bioréacteur (2) par rapport au bioréacteur (1) se résume en deux points, à savoir l'orientation de la circulation de la liqueur mixte et la vitesse de recirculation de cette LM. Ceci laisse croire que c'est ce type de circulation de la LM à l'intérieur du bioréacteur (2) qui est à l'origine de cette différence de concentration en solides totaux. Il est certain que ce type de circulation de la LM a augmenté considérablement le niveau d'agitation à l'intérieur du bioréacteur (2), éliminant ainsi les zones anoxiques et contribuant par la même occasion au bon transfert de la matière et au diffusion de l'oxygène dans la LM. Ces derniers paramètres jouent un rôle capital dans le bon fonctionnement des systèmes de traitement par boues activées. En conclusion, je peux avancer que les modifications apportées au bioréacteur (2) pour réduire le colmatage des membranes sont, probablement, bénéfiques au développement du processus biologique dans ce même bioréacteur.

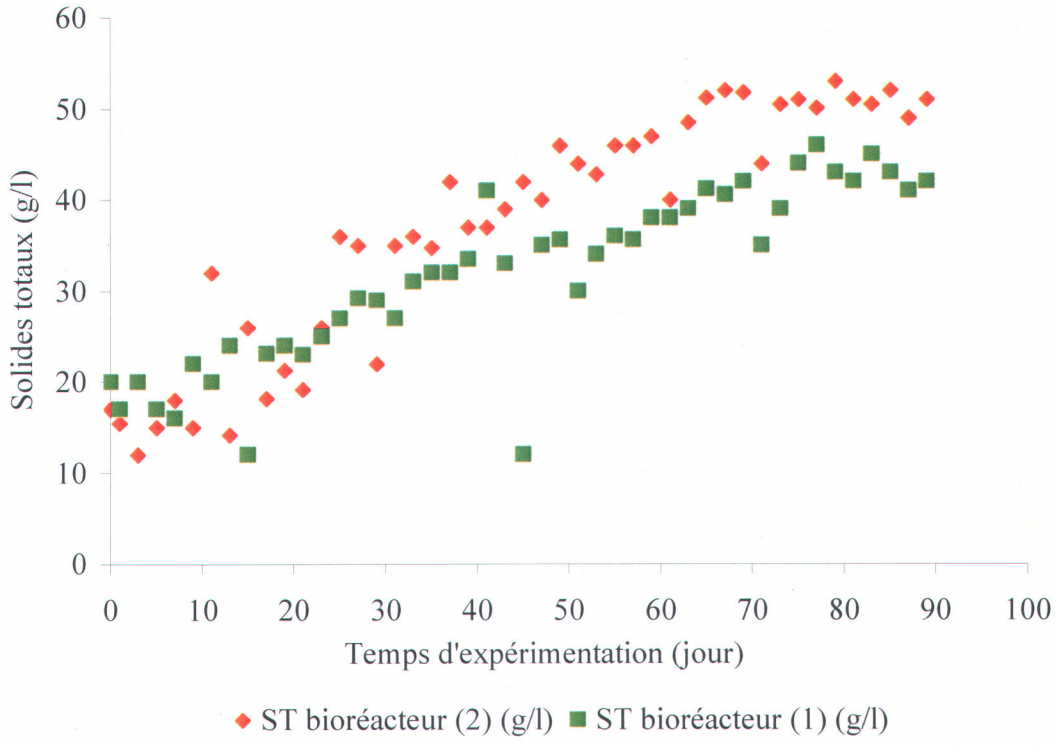


Figure 18 : Évolution des concentrations en solides totaux dans les bioréacteurs (1) et (2) en fonction du temps

Les figures 19 et 20 illustrent l'évolution des solides dissous respectivement dans le bioréacteur (1) et dans le bioréacteur (2) en fonction du temps d'expérimentation.

La figure 19 présente l'évolution des solides dissous (SD) dans l'effluent et le perméat du bioréacteur (1) et la valeur moyenne de la concentration en SD obtenue à partir de l'effluent est d'environ 13500 mg/l alors que celle du perméat est de 7500 mg/l. Au cours des deux premières semaines de l'expérimentation, une phase croissante du taux de réduction des SD dans le perméat est bien marquée. Ensuite, s'installe dès le 23ième jour une deuxième phase en palier. Cette dernière phase est formée par les résultats obtenus sur les taux de réduction des SD qui fluctuent entre les valeurs 40% et 60%. La durée de cette phase reste stable même après la fin de ce test.

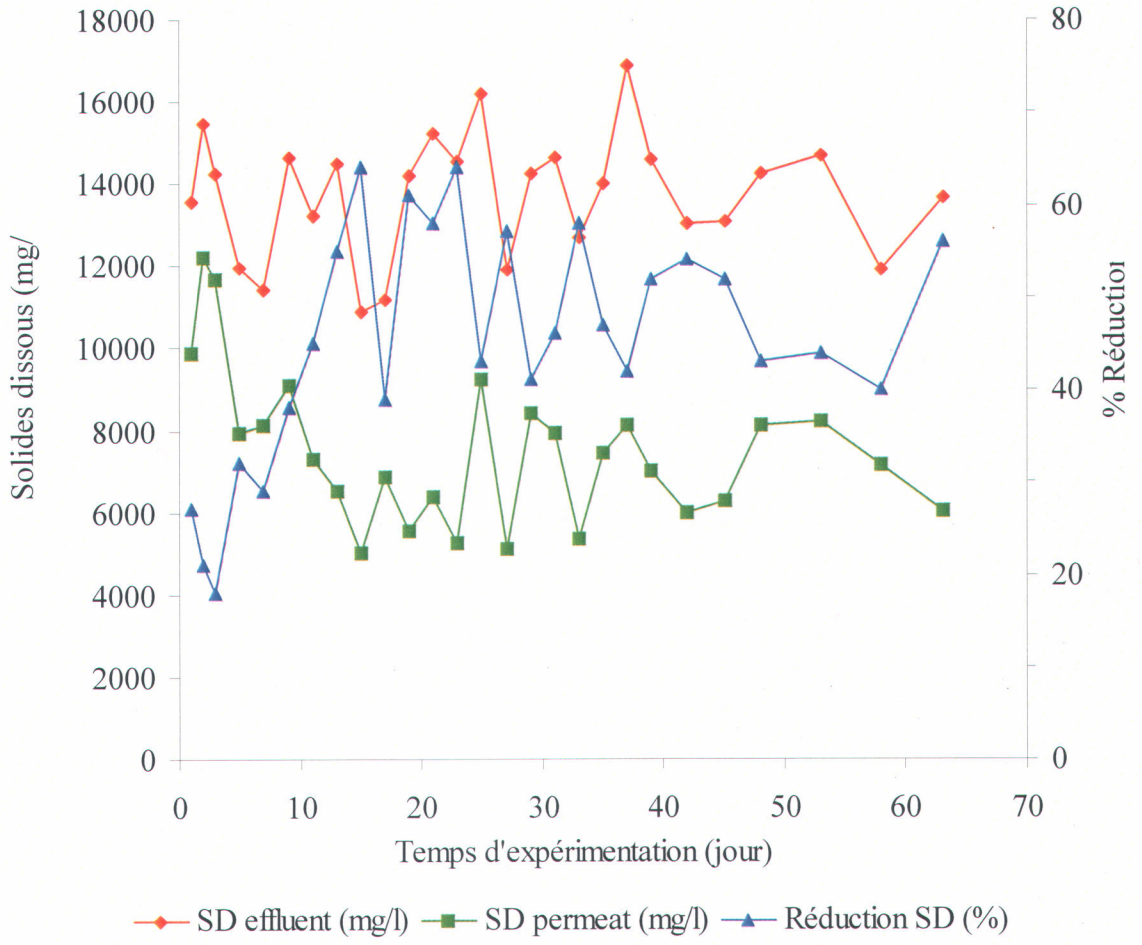


Figure 19 : Évolution des concentrations en solides dissous du bioréacteur (1) et son perméat en fonction du temps

La figure 20 illustre l'évolution des concentrations en solides dissous (SD) mesurées dans l'effluent qui alimente le bioréacteur (2) et le perméat qui en découle en fonction du temps d'expérimentation. Les concentrations en SD rencontrées dans l'effluent fluctuent entre 12 000 et 14 000 mg/l. Quant aux concentrations en SD du perméat, celles-ci débutent par des valeurs moyennes de 10 000 mg/l et s'étalent sur un intervalle de 12 jours. Après cette période, Les concentrations moyennes en SD du perméat fluctuent entre les valeurs 4500 mg/l et 7600 mg/l.

Le graphique qui représente le taux de réduction des SD a une allure générale semblable à celle obtenue lors de l'utilisation du bioréacteur (1). À la différence du premier graphique, celui-ci, a une phase de croissance des taux de réduction des SD qui s'étale sur trois semaines au lieu de deux semaines. Cette phase débute par des réductions en SD de 20% pour finir avec des réductions en SD de 60%. Ensuite, la deuxième phase qui est très irrégulière par rapport à celle du premier graphique est enregistrée. Après cette période, une baisse de concentrations en SD qui se stabilisent autour de la valeur 6000 mg/l est facilement identifiable. Ainsi, la différence de concentration moyenne enregistrée entre les deux perméats est d'environ 1000 mg/l. Cette différence de concentration en SD peut être expliquée, entre autre, par la différence initiale des concentrations en SD au niveau de l'alimentation de chaque bioréacteur, ou tout simplement par un taux de biodégradabilité élevé. On peut conclure; qu'en général les deux bioréacteurs ont des résultats sensiblement égaux.

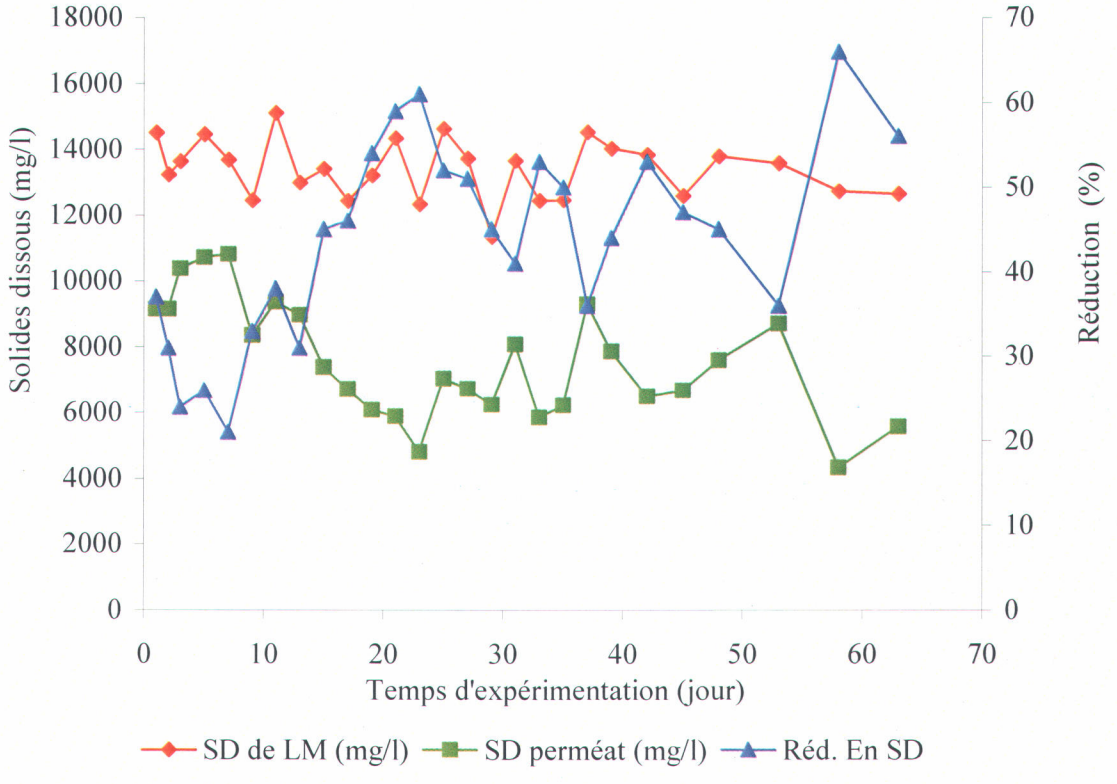


Figure 20 : Évolution des concentrations en solides dissous de la liqueur mixte du bioréacteur (2) et de son perméat en fonction du temps.

La figure 21 donne une bonne idée sur l'évolution de la DBO_5 dans le bioréacteur (2) et le perméat qui en découle en fonction du temps d'expérimentation. Ce qui caractérise cette évolution, c'est l'écart constant entre les concentrations en DBO_5 de l'effluent et celles du perméat. Cet écart correspond à une réduction qui peut aller jusqu'à 99%. Les hauts pics enregistrés lors des mesures de la DBO_5 du perméat, laissent croire que la biomasse est passablement sensible aux brusques variations des concentrations de l'effluent. Les résultats obtenus par le bioréacteur (1) sont à peu près similaires aux résultats obtenus par le bioréacteur (2) sauf que le taux d'enlèvement de la DBO_5 dans ce dernier est relativement supérieur à celui obtenu par le bioréacteur (1).

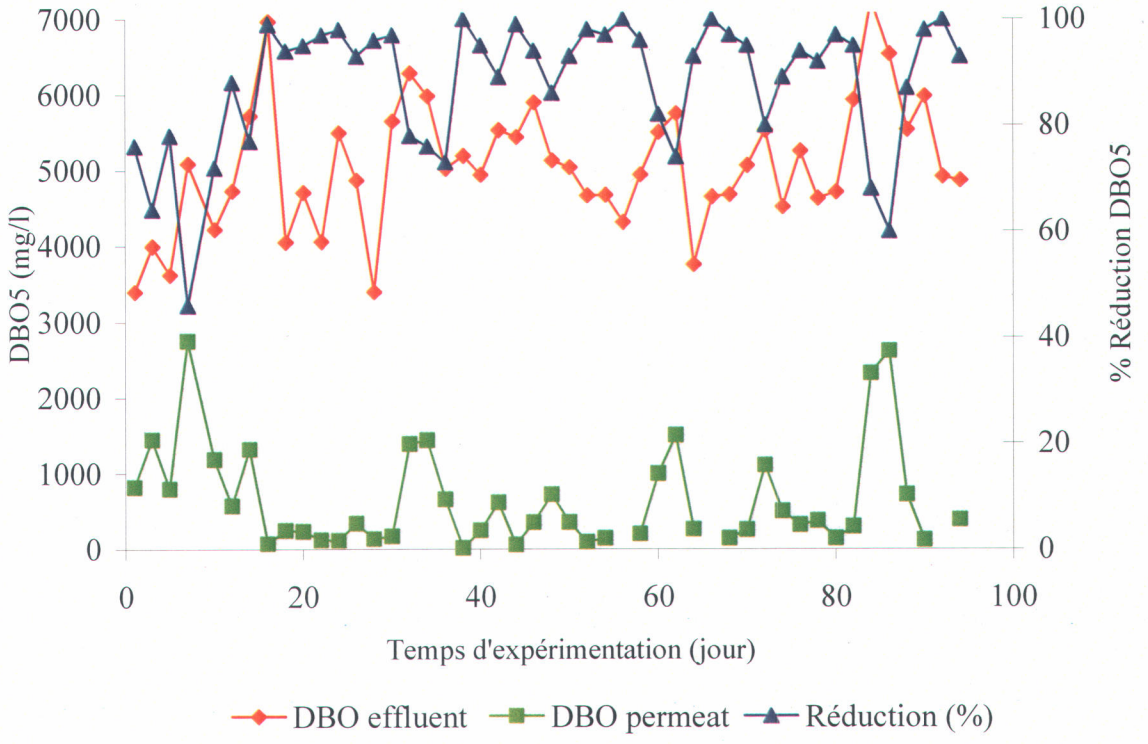


Figure 21 : Évolution de la DBO_5 au cours du temps dans le bioréacteur (2)

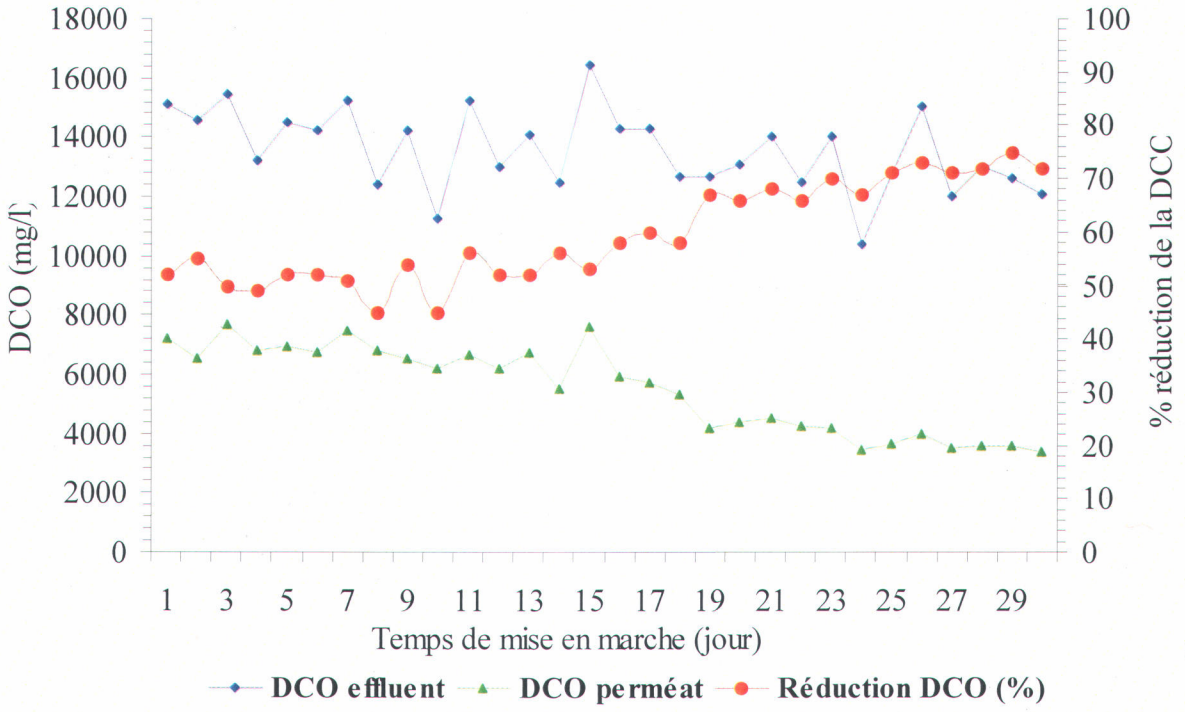


Figure 22 : Variations de la DCO en fonction du temps lors de l'utilisation du bioréacteur (1)

Les résultats des réductions en DCO obtenus sont présentés par la figure 22 dans le cas du bioréacteur (1) et par la figure 23 dans le cas du bioréacteur (2).

On remarque sur les deux figures 22 et 23 que les réductions en DCO varient au cours du temps en suivant une courbe lentement ascendante.

La figure 22 présente une réduction en DCO variant de 50% à 65% pendant les trois premières semaines de fonctionnement pour atteindre finalement la réduction maximale de 75% vers la fin de l'essai. Ces derniers résultats sont similaires à ceux obtenus par Tyagi *et al.*, (1995) le taux de DCO enlevée variait entre 72 et 75%.

En ce qui concerne la figure 23, celle-ci représente une réduction en DCO plus importante que celle illustrée par la figure 22. Au cours des trois premières semaines de fonctionnement, on remarque que la réduction en DCO évolue régulièrement mais lentement à partir de la valeur 50% jusqu'à la valeur 70%. Ainsi, le taux de réduction en

DCO évolue pour atteindre à partir du 25ième jour la valeur de 85%. Cette valeur d'enlèvement de la DCO dans le bioréacteur (2) est supérieure de 10% celle obtenue lors de l'utilisation du bioréacteur (1) ce qui confirme l'efficacité de biodégradabilité du bioréacteur (2).

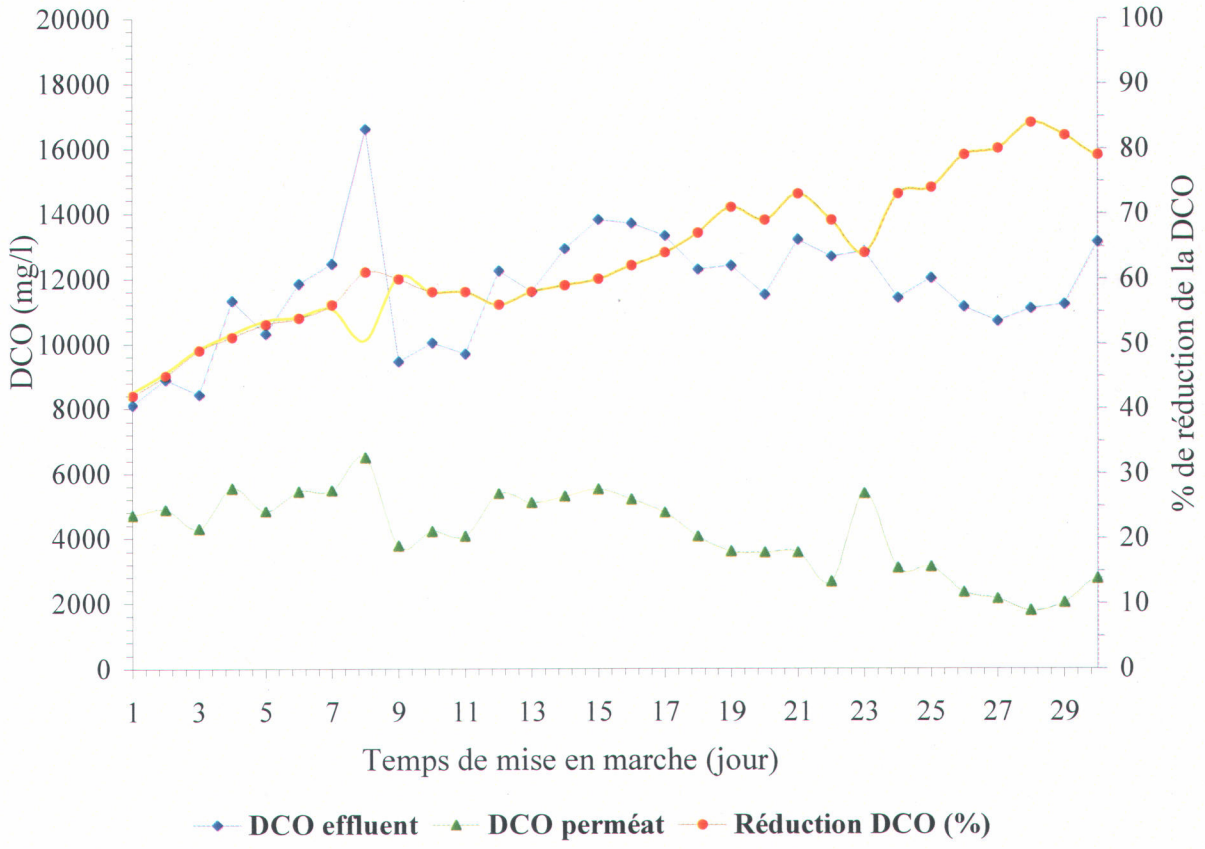


Figure 23 : Variations de la DCO, en fonction du temps lors du traitement de l'effluent # 1 par le bioréacteur (2)

L'efficacité des deux bioréacteurs (1) et (2), utilisés lors de cette étude, dans l'enlèvement de la demande chimique en oxygène est semblable pendant les deux premières semaines d'opération. Après trois semaines d'expérimentation, cette efficacité se matérialise par des taux d'enlèvement plus importants dans le cas du bioréacteur (2) que celui du bioréacteur (1). Ce taux d'enlèvement de la DCO dans le bioréacteur (2) peut être le résultat de l'un des facteurs suivants ou la combinaison entre ces différents facteurs : la concentration de la biomasse, la concentration et le transfert en oxygène de la liqueur mixte

et l'homogénéisation de la LM. En plus, ces derniers paramètres peuvent agir directement ou indirectement sur l'efficacité du procédé par BA. Il faut rappeler que la comparaison entre les figures 25 et 26 se résume par une élimination des concentrations en $O\text{-}PO_4$ plus accentuée lors de l'utilisation du bioréacteur (2) par rapport au bioréacteur (1) et que leurs concentrations en ST étaient aussi différentes après les trois premières semaines d'opération. Cette concentration en ST du bioréacteur (2) était supérieure à celle du bioréacteur (1) après les trois semaines d'opération d'environ 10g/l ce qui est considérable pour un procédé de boues activées. En comparant les résultats concernant l'enlèvement de la DCO et la concentration en biomasse ainsi que l'élimination du phosphore et de l'azote dans ces mêmes bioréacteurs, on constate qu'il y a un lien étroit entre ces différents paramètres. En général, c'est après trois semaines d'opération que les différences entre ces paramètres se manifestaient clairement. Cette phase opératoire de trois semaines était suffisante pour développer une différence de concentration de biomasse dans les deux bioréacteurs relativement aux conditions d'opération. Une telle différence de concentration de biomasse peut se répercuter directement sur les paramètres de biodégradabilité des bioréacteurs. De ce fait, je peux conclure qu'il y a un lien direct entre la concentration du bioréacteur (2) en biomasse et les taux élevés d'élimination de la DCO dans ce même bioréacteur. La concentration et le transfert d'oxygène d'une part et l'homogénéisation d'autre part ont des actions indirectes sur l'enlèvement de la DCO car ils agissent favorablement sur l'optimisation des activités de biodégradation.

Il est à noter que lors de cette expérimentation, certains problèmes techniques étaient devenus presque chroniques. Le plus important de ces problèmes se concrétise par la difficulté à maintenir la mise en marche adéquate de la circulation de la liqueur mixte. Ceci a été dû, principalement, à la grande sensibilité de la pompe submersible aux variations de la viscosité de la liqueur mixte.

En conclusion, je peux dire que, dans le cas du bioréacteur (1), la réduction en DCO obtenue est de 72% en moyenne alors que celle obtenue dans le cas du bioréacteur (2) se situe à 85% en moyenne. Cette augmentation du pourcentage de réduction en DCO obtenue dans le cas du bioréacteur (2) est probablement due à la concentration élevée en biomasse et à la bonne aération de la liqueur mixte. Pour réduire encore la DCO résiduaire, d'autres

techniques sont utilisées. À titre d'exemple, je cite la combinaison de l'ozone et des rayons ultraviolets dans un réacteur (Oeller et *al.*, 1997).

La figure 24 illustre l'évolution des concentrations en N-NH_4 en fonction du temps dans l'effluent # 1 et dans le perméat durant la période d'expérimentation. Les concentrations en N-NH_4 varient dans le cas de l'effluent entre les valeurs 25 et 90 mg/l alors que dans le cas du perméat, celles-ci varient entre les valeurs 25 et 150 mg/l. Du fait que l'azote a été additionné à l'effluent pour atteindre le rapport DBO/N = 100/5 alors il semble normal de trouver une concentration en NH-4 dans le perméat supérieure à celle de l'effluent. Ceci est enregistré pendant les trois premières semaines de l'expérimentation. Ce constat a mené à conclure que c'est après 4 semaines, environ, d'opérations que le procédé biologique de traitement se stabilise en se qui a trait au nutriment azote.

Les résultats obtenus indiquent des concentrations passablement élevées en azote dans le perméat, ce qui démontre que le processus de biodégradation n'est pas limité par cet élément. Les concentrations en azote, relevées dans le perméat, sous son état de valence réduit excèdent même les besoins physiologiques des microorganismes. Il faut se rappeler que lors du rejet du perméat dans la nature, cette concentration en N-NH_4 est considérée en même temps comme un handicap car la concentration en azote résiduaire permise par la loi est d'environ 1 mg/l. Cette dernière concentration peut varier dépendamment de certains paramètres du milieu de rejet. Il faut rappeler que l'azote ammoniacal, exerce une demande en oxygène aussi importante que celle de la demande en oxygène «carbonée»: et l'oxydation d'un gramme d'N-NH_4 en N-NO_3 nécessite 4,75 g d'oxygène. Pour gérer ce problème de pollution azotée, on peut faire appel aux procédés chimiques comme l'alcalinisation par la chaux suivie d'un entraînement à l'air ou stripping ou aux procédés biologiques (nitrification-dénitrification). L'inconvénient de ces procédés chimiques c'est qu'ils sont coûteux se qui augmente le fardeau financier du traitement des effluents de la compagnie Tembec. La proposition de l'utilisation de l'hypochlorite qui a été faite lors de cette étude pour précipiter la lignine résiduaire du perméat, sera bénéfique sans doute dans l'enlèvement de l'Azote car la chloration au point de rupture permet l'enlèvement de cet élément.

Puisque lors des essais en continu, la réduction de la DBO_5 atteinte dépasse les 90%, alors je pense que la grande demande en oxygène dans le perméat proviendrait de l'oxydation de l'azote ammoniacal en nitrite. Ainsi, une énergique nitrification est suffisante pour réduire la concentration en $N\text{-}NH_4$.

Cette présence d'azote à l'état réduit dans le perméat vient enlever aux membranes leurs capacités à réduire et même à éliminer dans plusieurs cas la toxicité car cet azote est toxique pour les poissons surtout à pH élevés.

L'oxydation poussée de la matière organique s'accompagne du processus de nitrification et des bons résultats en DCO et en DBO_5 sont souvent liés à la présence importante de nitrates et à des taux relativement faibles d'azote ammoniacal.

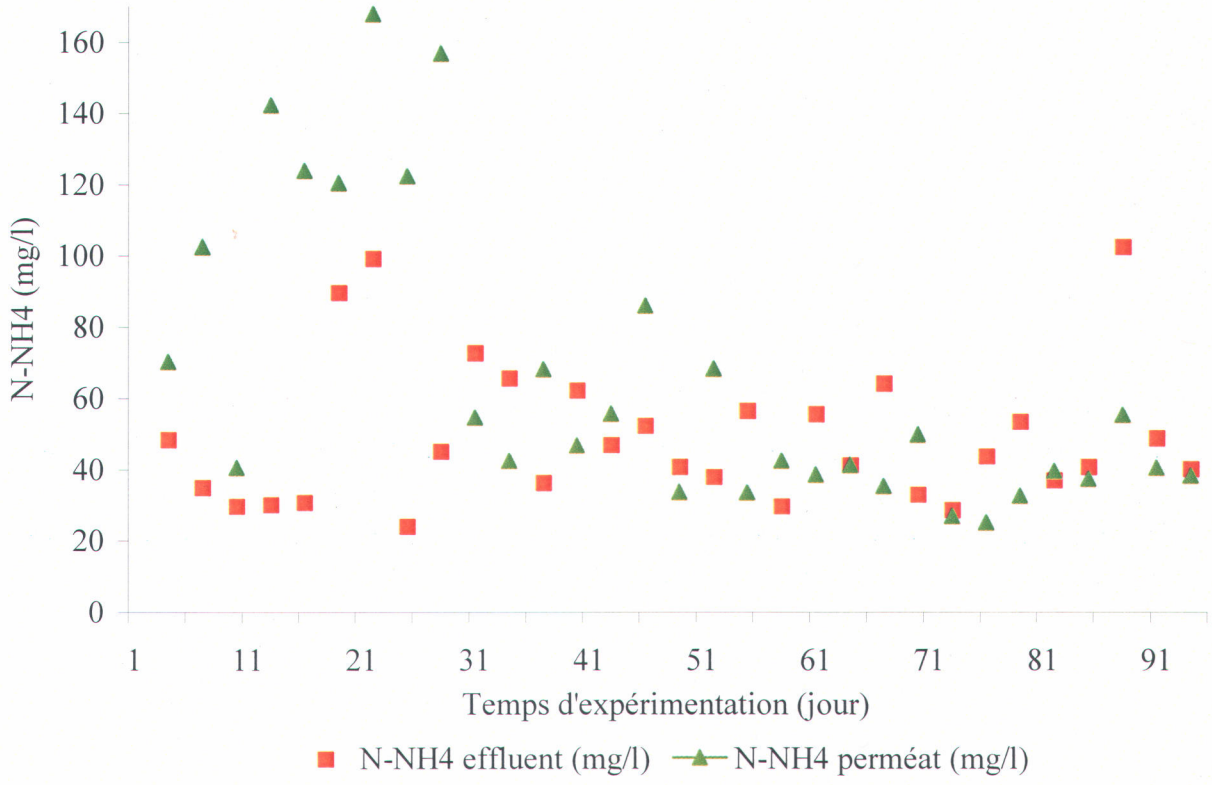


Figure 24 : Variations des concentrations en N-NH4 dans l'effluent # 1 et le perméat en fonction du temps dans le bioréacteur (2)

Les résultats présentés par la figure 25 montrent l'évolution des concentrations en phosphore dans l'effluent # 1 et dans le perméat du bioréacteur (1) en fonction de temps d'expérimentation. Les concentrations résiduaires en $O\text{-}PO_4$ enregistrées dans le perméat montrent que cet élément nutritif n'est pas un paramètre limitatif aux activités microbiennes liées à la biodégradation au niveau du bioréacteur (1). On constate sur la figure 25 qu'au fur et à mesure que le temps d'expérimentation s'écoule, les concentrations en $O\text{-}PO_4$ du perméat continuent à baisser malgré que les concentrations en $O\text{-}PO_4$ de l'effluent restent stables. Cette baisse, des concentrations en $O\text{-}PO_4$, enregistrée au niveau du perméat peut être relative au temps d'adaptation de la biomasse du bioréacteur (1) ou bien à la croissance de sa biomasse. La figure 18 qui représente l'évolution des valeurs de concentrations en solides totaux en fonction du temps illustre bien qu'après la première semaine d'expérimentation; une croissance continue des concentrations en ST du bioréacteur est enregistrée. La courbe, de cette croissance, atteint la limite de son ascension après 7 semaines environ pour se stabiliser en palier. Cette augmentation de concentration des solides totaux est due principalement à la croissance de la biomasse dans le bioréacteur. Cette croissance de biomasse dans le bioréacteur permet de faire un lien entre les figures 18 et 25. La superposition des figures 18 et 25 révèle qu'au fur et à mesure que les concentrations des ST augmentent dans le bioréacteur, les concentrations en O-PO4 diminuent dans le perméat. De ce fait, on peut conclure que l'élimination d'une grande partie des concentrations en $O\text{-}PO_4$ peut être due à l'activité de biodégradation liée à la forte croissance de la biomasse dans le bioréacteur. D'une manière générale, la réduction des concentrations en $O\text{-}PO_4$ après 2 semaines d'opération du bioréacteur (1) est attribuée directement à la biomasse et indirectement à la séparation membranaire. La rétention de la biomasse dans le bioréacteur sous l'action du procédé d'ultrafiltration membranaire a participé à l'augmentation de l'activité microbienne en maintenant des concentrations importantes de biomasse dans ce même bioréacteur.

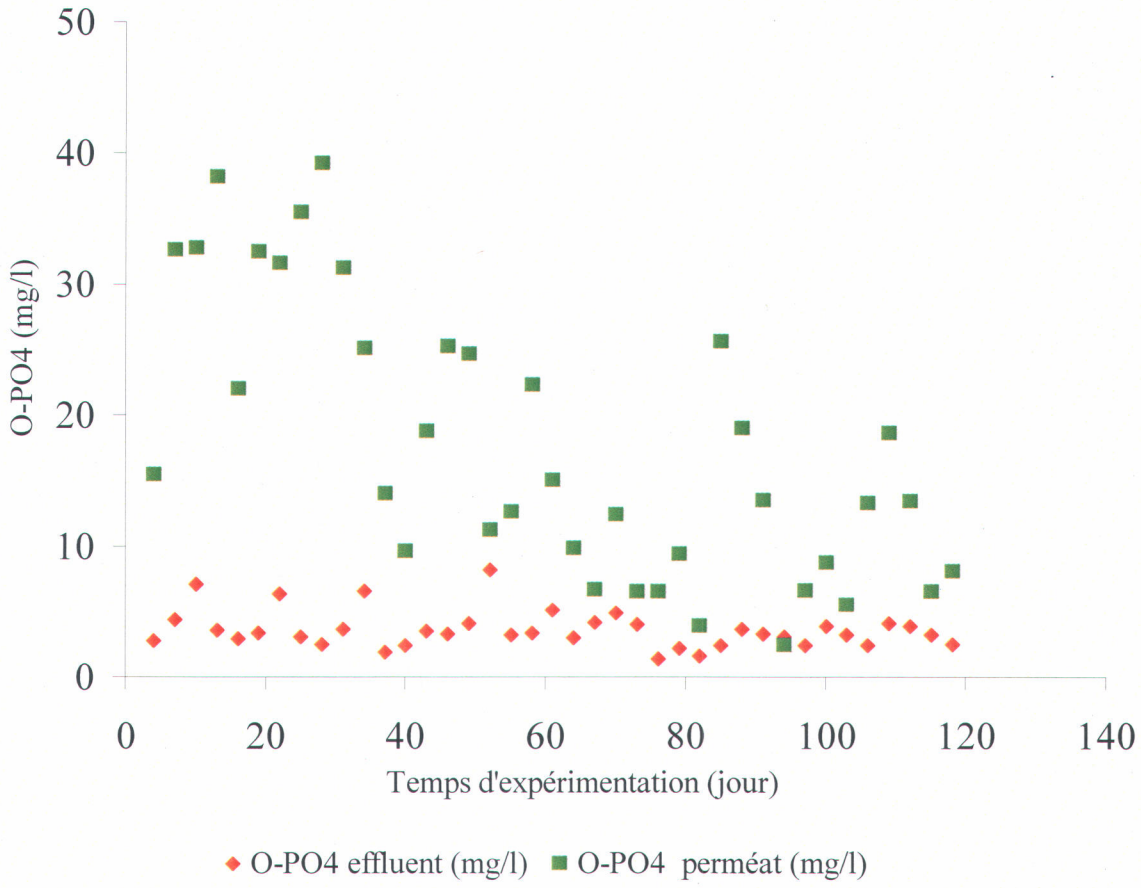


Figure 25 : Évolution des concentrations en O-PO_4 dans l'effluent # 1 et le perméat du bioréacteur (1) en fonction du temps

La figure 26, quant à elle, montre le même modèle de variation des concentrations en O-PO_4 du perméat que la figure 25. Ces concentrations commencent leur chute à partir de la valeur 57 mg/l pour se stabiliser autour de la valeur 5mg/l dès le 80ième jour d'expérimentation. À la différence de la figure 25, celle-ci présente des concentrations en O-PO_4 qui sont parfois même inférieures aux concentrations en O-PO_4 de l'effluent utilisé.

Le problème de la pollution phosphorée, quoiqu'elle ne soit pas dramatique dans notre cas, celle-ci peut être, théoriquement, résolue de deux façons. La première façon s'appuie sur des processus de précipitation chimique et la deuxième façon sur des processus biologiques. Les procédés les plus courants sont :

- La précipitation simultanée avec l'introduction de sels de fer dans les boues activées;
- La floculation-clarification sur l'effluent brut;
- La floculation-décantation après traitement biologique;
- La filtration après précipitation simultanée dans un procédé à boues activées et
- La filtration sur sable après floculation-décantation.

L'ajout du chlore au perméat comme il a été proposé dans la deuxième hypothèse réglerait le problème de pollution phosphorée dans notre cas sans coûts supplémentaire du fait que la décantation élimine jusqu'à 40% du phosphore.

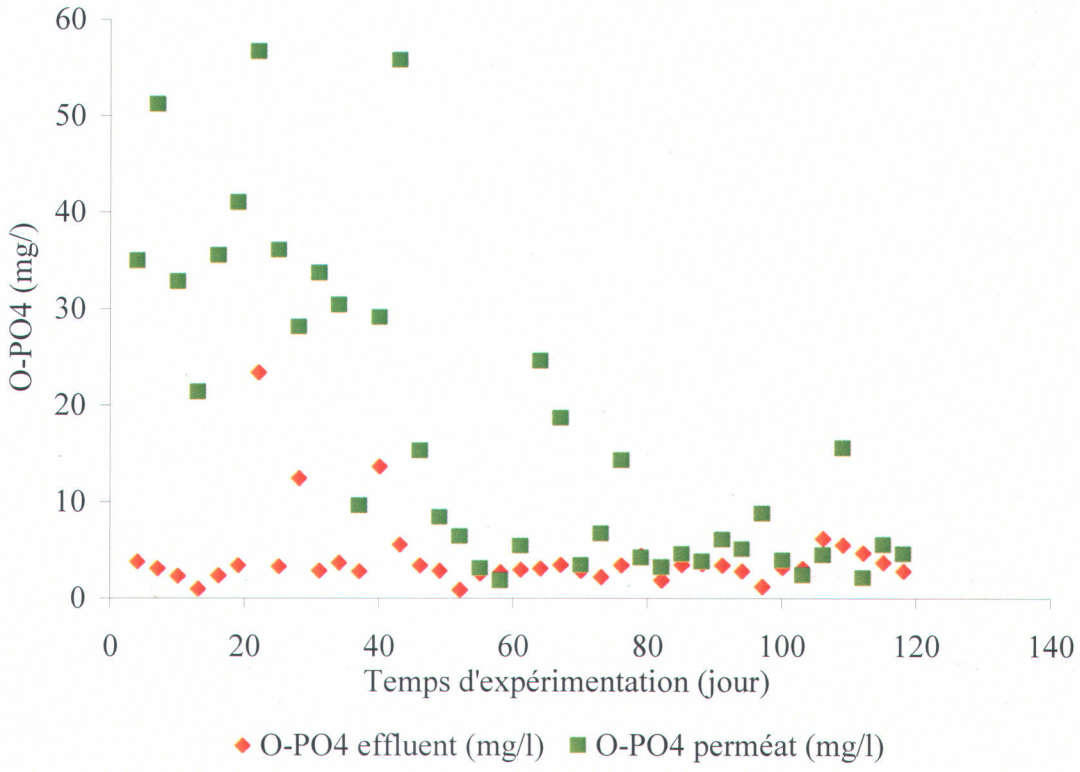


Figure 26 : Évolution des concentrations en O-PO4 dans l'effluent # 1 et le perméat du bioréacteur (2) en fonction du temps

La figure 27 montre les variations des concentrations en oxygène dissout (O.D.) en fonction du temps d'expérimentation dans les deux bioréacteurs (1) et (2). En ce qui concerne le bioréacteur (1), ces concentrations en O.D. fluctuent entre les valeurs suivantes :

0,4 mg/l comme valeur minimale et 3 comme valeur maximale. La valeur moyenne des concentrations en O.D. dans le bioréacteur (1) est de 1,7 mg/l. Quant au bioréacteur (2), les valeurs de ces concentrations en O.D. fluctuent entre 1,9 mg/l comme valeur minimale et 3,6 comme valeur maximale. Ainsi, la valeur moyenne obtenue dans le cas du bioréacteur (2) est autour de 2,9 mg/l. On peut déduire tout de suite que les concentrations moyennes obtenues dans le cas du bioréacteur (2) sont supérieures d'une unité à celles obtenues dans le cas du bioréacteur (1). Il faut noter que la concentration visée lors de l'expérimentation, était de 2 mg/l pour assurer un bon apport en oxygène au processus biologique. Les concentrations élevées en O.D. du bioréacteur (2) peuvent être expliquées par l'intervention du processus de recirculation de la LM. Cette intervention consiste en l'aération de la LM surtout du cylindre (G) sous l'effet de la chute de la LM du cylindre (P) qui joue le rôle de fontaine. Cette recirculation permet aussi l'homogénéisation de la LM d'où la faible variation des concentrations en O.D. constatée dans le bioréacteur (2) par rapport au bioréacteur (1).

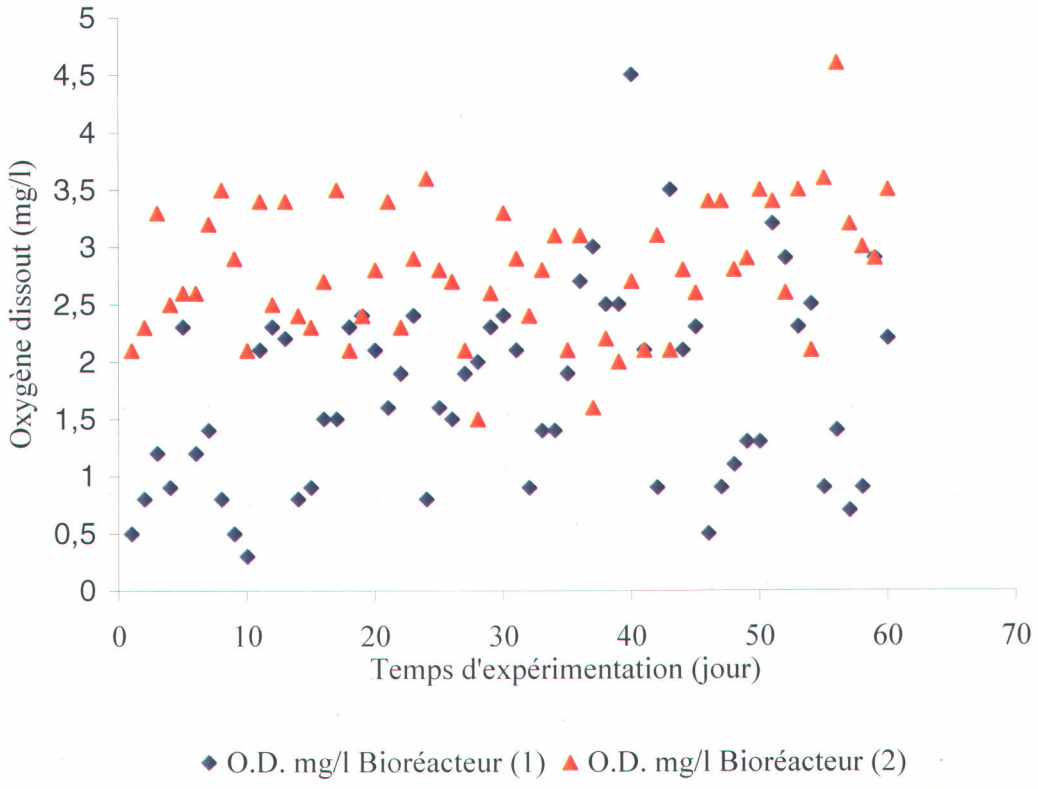


Figure 27 : Évolution des concentrations en oxygène dissout dans les deux bioréacteurs (1) et (2) en fonction du temps d'expérimentation sur (E-1).

La figure 28 illustre l'évolution des concentrations en boues produites lors du temps d'expérimentation des deux bioréacteurs (1) et (2). On constate qu'en général, le bioréacteur (1) produit légèrement moins de boues que le bioréacteur (2). La valeur moyenne obtenue par le bioréacteur (1) se situe autour de 0,1 alors que celle obtenue par le bioréacteur (2) fluctue entre les valeurs 0.15 et 0.2.

Pour atteindre ces valeurs en production de boues mentionnées sur la figure 28, un temps de résidence des boues égal à 30 jours a été utilisé comme paramètre d'opération. Or, ce temps de résidence des boues a conduit à une baisse du rapport F/M d'une part et d'autre part à une forte consommation d'oxygène.

Au début des tests, les bioréacteurs ont été opérés à un temps de résidence des boues égale à 20 jours mais la production des boues était située en moyenne autour d'un ratio de 0,6 à 0,8 g MES/g DBO enlevée ce qui est élevé par rapport à la normale de ce type de bioréacteur (0,2 g MES/g DBO enlevée). C'est pourquoi une augmentation, du temps de résidence des boues à 30 jours, a été faite. Suite à cette augmentation, on s'attendait à un impact négatif sur le transfert d'oxygène causé par l'augmentation des MES surtout dans le cas du bioréacteur (1) ce qui n'est pas le cas. Il faut toutefois souligner que peu de données sont disponibles actuellement pour quantifier l'impact réel de l'augmentation de l'âge des boues dans ce type de bioréacteur sur les paramètres de fonctionnement. Les valeurs obtenues, dans le cas de production des boues par ce procédé à TRB = 30 jours, sont normales mais ce qui reste à vérifier c'est la qualité de ces boues. En d'autre terme; est ce que ces boues, obtenues surtout par le bioréacteur (2), sont facilement déshydratables ou non?

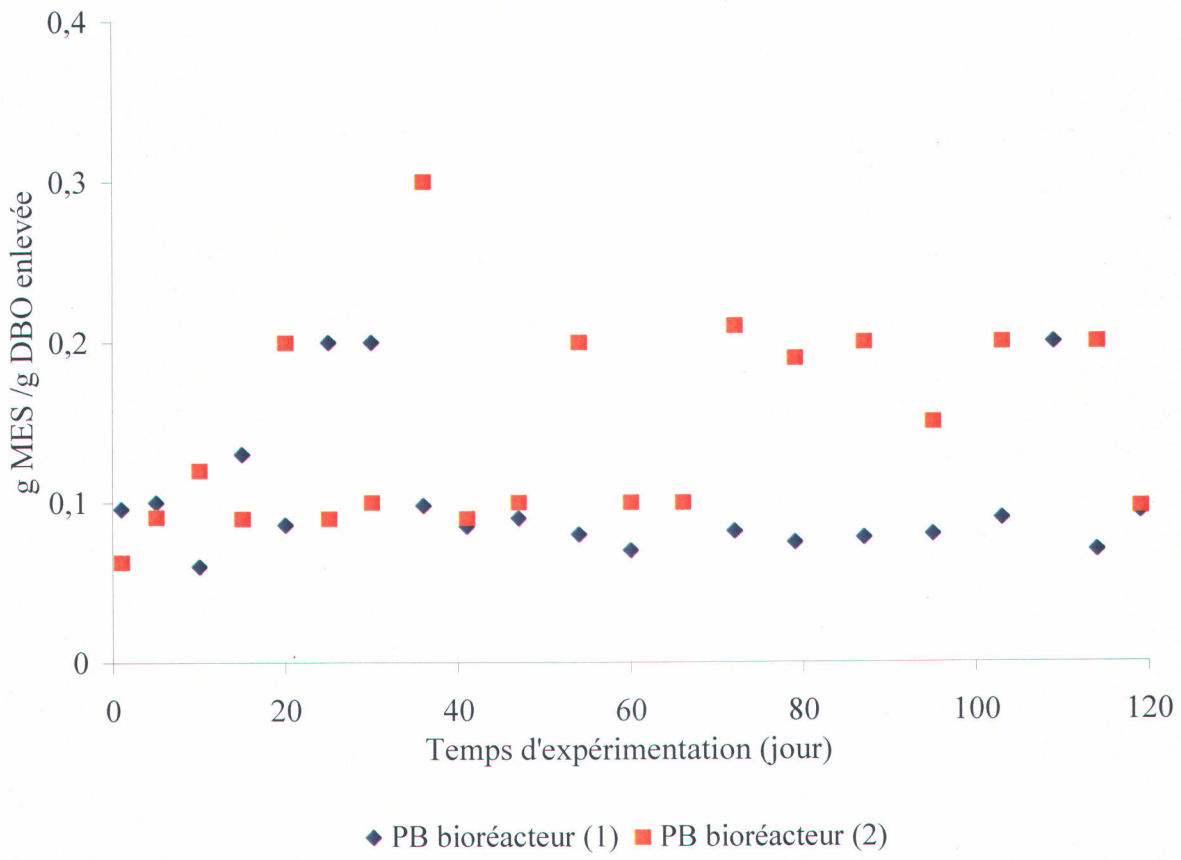


Figure 28 : Production des boues (PB) dans les deux bioréacteurs (1) et (2) en fonction du temps

5.2.6. Toxicité

Les effluents produits par les usines de pâtes et papiers qui utilisent le procédé Kraft sont connus par leurs toxicités aiguës vis-à-vis la truite arc-en-ciel et Daphnia magna (Scroggins *et al.*, 2002) ainsi que par leur toxicité persistante dans les milieux contaminés.

Étant donné la stricte réglementation du gouvernement, qui interdit le rejet d'effluents toxiques dans la nature, alors, le procédé utilisé dans le traitement des eaux usées de ces papetières doit prendre en considération ce paramètre.

Les analyses de toxicité effectuées lors de cette étude, ont été réalisées par le laboratoire du ministère da la santé publique du Québec. Pour arriver à cette fin, des bioessais ont été réalisés sur la truite arc-en-ciel et Daphnia magna.

Le tableau 9 présente les résultats obtenus sur la toxicité de l'effluent # 1 et de son perméat lors de l'utilisation des deux bioréacteurs (1) et (2).

En ce qui concerne ce test de toxicité, notre principal objectif était d'obtenir un perméat non toxique. Du fait que les résultats obtenus étaient les mêmes ; c'est-à-dire non toxiques lors de l'utilisation des deux bioréacteurs, alors, les résultats obtenus ont été collectés uniquement après l'usage du bioréacteur (1).

Tableau 9 : Résultats sommaires de toxicité

Indicateurs de toxicité	**Date**					
	3/4-17/4	17/4-30/4	1/5-16/5	16/5-30/5	1/6-15/6	15/6-30/6
Truite CL50 (%) Effluent # 1	2,9	2,3	2,7	4,3	1,6	3,1
Truite CL50 (%) Perméat	96	98	>100	>100	>100	>100
D. Magna CL50 (%) Effluent # 1	12	8.9	13.1	11.6	7.2	8
D. Magna CL50 (%) Perméat	95	>100	>100	>100	>100	>100

On constate que l'effluent non traité possède des concentrations létales pour la truite arc-en-ciel et Daphnia magna qui varient respectivement entre 1.6% et 4.3% pour la première et entre 7.2% et 13,1% pour la deuxième.

Quant aux valeurs de CL50 (>100%) obtenues dans le cas du perméat, il devient évident de se prononcer clairement sur sa non toxicité. Les résultats obtenus pendant le mois d'avril peuvent être expliqués par plusieurs facteurs. Le plus probable à nos yeux reste la perforation d'une ou de plusieurs fibres de la membrane lors de l'expérimentation. Une telle perforation occasionnerait un mélange partiel du perméat et de la liqueur mixte. Ce mélange, faible soit-il, peut amener certaines substances récalcitrantes dans le perméat (Konduru *et al.*, 2001).

Quoique ces résultats révèlent que le perméat n'est pas toxique et par conséquent répond aux normes gouvernementales, il faut rester prudent car les effets chroniques n'ont pas été étudiés lors de cette recherche. Ainsi, une étude peut être menée dans cette voie pour essayer d'évaluer la présence d'agents responsables de l'activation de certains indicateurs physiologiques dans le perméat. Selon Munkittrick *et al.*, (1992) et Van der Kraack *et al.*, (1992), les meilleurs indicateurs physiologiques de la truite arc en ciel soumise plus particulièrement aux effluents issus du procédé Kraft sont : le système d'enzymes du foie (MFO) (Martel *et al.*, 1996) et les stéroïdes sexuelles du plasma. En plus la couleur sombre des eaux traitées des pâtes et papiers a toujours présenté une problématique surtout dans les milieux aquatiques à faibles débits (Rohella *et al.*, 2001).

La solution la plus efficace en termes d'élimination de la toxicité dans l'effluent réside tout d'abord à la réduction significative de la toxicité de l'effluent à traiter. Une telle réduction de toxicité ne peut se réaliser que s'il y a réduction des substances toxiques larguées dans l'effluent ou même générées par ce dernier. Parmi les substances toxiques larguées dans l'effluent ont cite, à titre d'exemple, le chlore et le sulfite de sodium. Quant aux substances toxiques générées par l'utilisation du bois comme matière première, il y a en premier lieu les organochlorées qui sont issues généralement de l'étape de blanchiment de la pâte suite au phénomène de compléxation qui s'y déroule entre les composantes organiques du bois et le chlore résiduaire utilisé lors de ce procédé. Ensuite, il y a, en concentrations variables, certains éléments toxiques comme les acides gras et les acides résiniques (Kostamo et Kukkonen, 2003) dépendamment de l'essence d'arbre utilisé comme matière première à la fabrication des pâtes et papiers. En subissant, par l'industrie

papetière, d'une part des restrictions législatives qui se font de plus en plus présentes même sur la gestion des ressources (bois et eau) et d'autre part une rareté de la matière première de plus en plus accentuée, il est plus réaliste d'explorer la voie de réduction de la toxicité des effluents en agissant sur les procédés de fabrication. Une telle action peut se résumer en deux points majeurs :

1- Une bonne réévaluation des procédés de fabrication dans l'objectif de les améliorer tant sur le plan d'efficacité d'enlèvement de la lignine que sur le plan de consommation des eaux propres et
2- Une bonne réévaluation du procédé de blanchiment des pâtes qui est considéré comme la zone névralgique de la production des substances toxiques des effluents de cette industrie.

Les réévaluations citées ci haut, doivent prendre en considération à la fois les grandes quantités d'eaux et les substances chimiques utilisées pour la production des pâtes et papiers. Dans cette optique et à l'heure actuelle, plusieurs alternatives sont en étapes d'optimisation dans le but de les intégrer aux procédés existant ou même remplacer ces derniers complètement. Comme approche utilisée pour réduire la consommation des eaux, il y a le recyclage des eaux blanches pour essayer de réduire le volume des rejets et pour récupérer des fibres cellulosiques ainsi que certaines substances chimiques. Certaines usines de pâtes et papiers, surtout en Suède, utilisent actuellement la délignification à l'oxygène, qui permet de réduire l'utilisation du chlore au cours du blanchiment des pâtes et par conséquent la concentration des organochlorées sera considérablement réduite dans leurs effluents. Parmi les autres techniques utilisées pour réduire les organochlorées ont peut citer : la délignification étendue, le remplacement du chlore par le dioxyde de chlore, le lessivage alcalin et l'addition d'anthraquinone.

Les enjeux de production et de commercialisation des pâtes et papiers sont influencés considérablement par le marché international de ces produits, ce qui rend difficile et même complexe la réalisation d'un progrès notable en termes de réduction de la toxicité des effluents de pâtes et papiers. La remise en question des différents procédés de

fabrication du papier engendre des investissements majeurs supplémentaires pour cette industrie. Plusieurs pays producteurs de pâtes et papiers sont des concurrents immédiat du Canada tant sur la production des pâtes que sur la production des différentes sortes de papiers. Ces même pays n'ont pas les mêmes ambitions en termes de réduction de la toxicité des effluents de leurs industries papetières à cause de la permissivité de leurs lois dans la matière. Ceci rend encore la tâche d'adaptation, à la nouvelle réalité, difficile à l'industrie papetière canadienne car elle doit composée simultanément avec les contraintes internes (nouvelles réglementations) et les contraintes externes (concurrence internationale). De ce fait une conclusion s'impose pour réaliser des progrès intéressants et durables dans le cadre de la protection de l'environnement et des ressources naturelles c'est l'unification ou l'internationalisation de la gestion des problèmes environnementaux liés à la production des pâtes et papiers au même titre que celui de leurs commercialisations.

5.2.7. Comparaison des performances des deux bioréacteurs (1) et (2) dans le traitement de l'effluent # 1

Le tableau 10 résume les principales performances réalisées par les deux bioréacteurs (1) et (2) lors du traitement de l'effluent # 1. Les points en commun des deux bioréacteurs, c'est qu'ils produisent tous les deux des perméats non toxiques et qu'ils ont des taux de réduction de la DBO_5 à peu près similaires. Sur le plan de réduction de la DCO et le maintien du débit de perméat constant, le bioréacteur (2) a un avantage appréciable sur le bioréacteur (1) lors du traitement de l'effluent # 1. Dans le cas du bioréacteur (1), la réduction en DCO obtenue est de 72% en moyenne alors que celle obtenue dans le cas du bioréacteur (2) se situe à 85% en moyenne. Le temps au cours duquel le débit initial du perméat est resté stable pour le bioréacteur (1) correspond à 15 jours alors que celui du bioréacteur (2) s'étale jusqu'à 65 jours. Ce temps réalisé par le bioréacteur (2) a permis d'éviter tout au long de cette période des arrêts de l'expérimentation pour des fins de lavage des membranes avec des solutions chlorées qu'il fallait décontaminer par la suite.

Tableau 10 : Comparaison des performances réalisées par les deux bioréacteurs dans le traitement de l'effluent # 1.

Paramètres	Bioréacteur (1)	Bioréacteur (2)
Maintient du flux du perméat (jour)	15j	65j
Rapport F/M	0,1	0,08
Réduction en DCO (%)	75	85
Réduction en DBO5 (%)	92-97	92-99
Boues produites g MES/g DCO enlevée	0.1	0,15 - 0,2
Enlèvement de toxicité (truite et Daphnia)	>100%	>100%

En conclusion, l'utilisation de la nouvelle configuration spatiale (B) des membranes dans le traitement de l'effluent # 1 a permis d'atteindre notre principal objectif qui consistait à réduire le colmatage des fibres de la membrane. Par conséquent, cette configuration a permis d'améliorer le maintien du flux du perméat au moins durant toute la période d'expérimentation qui variait entre 30 à 60 jours dépendamment des paramètres mesurés. Elle a aussi permis l'obtention d'une légère augmentation de concentration en MES de la liqueur mixte et une augmentation importante, soit de 10% en moyenne en terme de réduction en DCO.

Ainsi, le taux de réduction en DCO atteint est de 85% en moyenne. Il est à noter que lors de cette expérimentation, on a eu de la difficulté à maintenir la mise en marche adéquate de la circulation de la liqueur mixte.

Les concentrations moyennes des solides totaux dans les deux bioréacteurs (1) et (2) variaient respectivement, entre 32 000-40 000 mg/l et 36 000-52 000 mg/l. Ces variations étaient influencées directement par la charge en DBO_5 à traiter.

5.3. Expérimentations sur l'effluent # 2

L'étape précédente qui consistait en le traitement de l'effluent # 1 a donné une bonne idée sur les performances des deux bioréacteurs. Pour cette raison, on a décidé

d'exploiter seulement le bioréacteur (2) dont les performances sont les meilleures pour traiter l'effluent # 2. Sachant que les résultats qui concernent le traitement de l'effluent # 1 étaient concluants, en termes de réduction de la DBO_5, alors la même charge en DBO_5 a été gardée tout en essayant d'augmenter, seulement, le volume d'eau à traiter lors du choix de l'effluent # 2. Pour ce faire, le choix de mélanger deux types d'effluents produits à deux étapes différentes de fabrication a été fait. Ces deux étapes sont: le blanchiment et la mise en papier. Une simple référence au tableau 6, permet de constater que ce mélange donne environ 39% du total de la DBO_5 produite par l'usine et 70% du volume total des eaux usées.

5.3.1. Caractérisation de l'effluent # 2

Le tableau 11 illustre les principales caractéristiques de l'effluent # 2. Ce dernier, se caractérise par une charge en DBO_5 d'environ 3000 mg/l, des matières en suspension d'environ 16 g/l, un pH inférieur à la neutralité et une toxicité très élevée. Cet effluent se caractérise aussi par des faibles concentrations en azote et en phosphores qui sont nécessaires au bon déroulement des processus de biodégradabilités. Pour pallier aux manques de ces deux derniers nutriments, à savoir l'azote et le phosphore, on a procédé de la même manière que pour l'effluent # 1. Ainsi, il faut ajouter 0,22 g d'urée pure et 0.07 ml de H_3PO_4 (85%) à chaque litre d'effluent # 2.

Tableau 11 : Les principales caractéristiques de l'effluent # 2

Paramètres	valeurs moyennes
Solides totaux (g/l)	17,5
MES (g/l)	16
DCO (mg/l)	8000
DBO_5 (mg/l)	3000
N (mg/l)	50
P (mg/l)	1
PH	6,2-7
Toxicité Truite CL-50 (%)	0,8 – 2,9

5.3.2. Paramètres de fonctionnement

Le tableau 12 présente les principaux paramètres sous lesquels le bioréacteur (2) a été opéré pour traiter l'effluent # 2. Avant la mise en marche en continu du bioréacteur (2), certains tests ont été effectués pour essayer de réduire encore le temps de rétention hydraulique afin de contrer les grands volumes d'effluents (70% du volume total des effluents produits par l'usine) à traiter, mais les résultats n'étaient pas concluants.

Tableau 12. Principaux paramètres sous lesquels le bioréacteur (2) a été opéré pour traiter l'effluent # 2.

Paramètres de fonctionnement	Valeurs
Temps de résidence hydraulique (j)	1j
Temps de résidence des boues (j)	30 j
PH	6,9-7,8
Vacuüm (in Hg)	25
Oxygène dissout (mg/l)	1,5-7,7
Température (^{o}C)	19-21
Rapport F/M	0.07 – 0.16
DBO:N:P	100/5/1

5.3.3. Résultats et discussion (effluent # 2)

La figure 29, présente les concentrations initiales en solides totaux (ST) dans la liqueur mixte (LM) du bioréacteur # 2 et dans le perméat qui en découle ainsi que leurs évolutions en fonction du temps.

Le graphique de la figure 29 montre que l'expérimentation sur l'effluent # 2 a débuté par des concentrations en ST = 20 g/l au niveau de la LM du bioréacteur. Ces concentrations en ST de la LM et du perméat fluctuaient respectivement entre les valeurs 13 - 22 g/l et 2 - 5 g/l pendant les trois premières semaines. Ensuite, et dès le 23ième jour d'expérimentation, le graphique présente une phase de croissance continue et importante.

Cette phase s'amorce à partir des concentrations de 18 g/l pour les ST de la LM et de 4 g/l pour les ST du perméat pour atteindre respectivement, vers le 52ième jour, les concentrations de 58 g/l et 9 g/l. Dès le 52ième jour et allant jusqu'à la fin de ce test, les valeurs des concentrations en ST de la liqueur mixte et du perméat se stabilisent respectivement autour des valeurs suivantes : 56 – 62 g/l et 5 – 9 g/l. À l'exception des concentrations stables en ST du perméat, on assiste vers le 76ième jour à une augmentation drastique sous forme d'un seul pic de la concentration des ST du perméat.

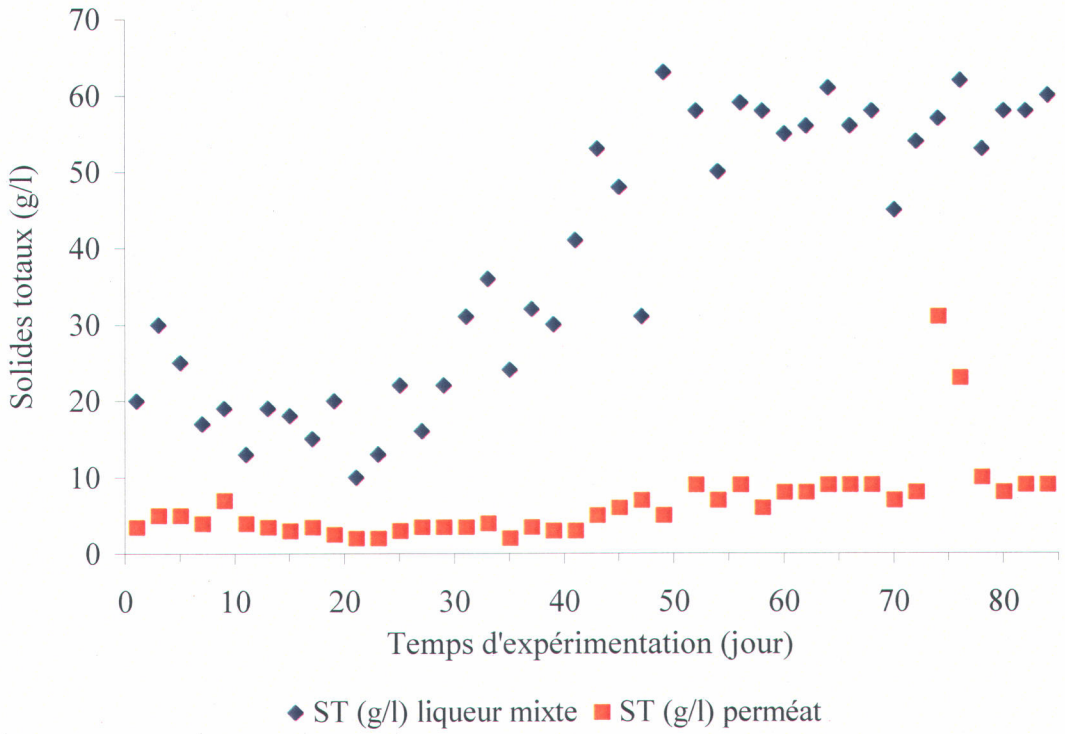


Figure 29 : Évolution des concentrations en solides totaux (ST) de la liqueur mixte et du perméat en fonction du temps

Puisque la membrane utilisée lors de ce test s'est révélée efficace dans l'enlèvement des matières en suspensions, alors le recours à l'analyse de ces dernières s'est avéré obligatoire. Cette analyse permettra d'observer de près certaines anomalies telles les perforations et les cassures des fibres de la membrane. Ce test qui se déroulait simultanément à celui mené sur la liqueur mixte, a permis effectivement de déceler la présence de deux fibres perforées lors du traitement de l'effluent # 2. Cette anomalie est

enregistrée sur la courbe du perméat de la figure 29 par un pic correspondant au 76ième jour d'expérimentation.

On rappelle que l'effluent # 2, possédait une concentration initiale en ST équivalente à 15 g/l alors qu'après traitement et sous forme de perméat, celui-ci possédait une concentration en ST seulement de 3,5 g/l. pendant les trois premières semaines. Ceci correspond à une réduction de 76% en ST dans le perméat issu du traitement de l'effluent # 2. Étant donné que la membrane s'oppose au passage de toute la matière en suspension de l'effluent # 2, alors on présume que les 24% de solides totaux qui se trouvent dans le perméat, sont sous forme de solides dissous et qu'une grande partie des 76% de solides se trouve sous forme de matières en suspension. D'ailleurs, la grande concentration en MES est la principale caractéristique des effluents produits par le procédé de mise en papier (tableau 6).

La figure 30 présente l'évolution des concentrations en MES de la liqueur mixte (LM) en fonction du temps d'expérimentation sur l'effluent # 2. Cette figure présente trois phases qui s'étalent sur trois intervalles de temps différents :

- La phase 1 qui débute le premier jour d'expérimentation pour finir vers le 25ième jour avec des concentrations en MES de l'ordre de 15 g/l;
- La phase 2 qui succède à la précédente pour finir le 50ième jour. Cette phase est caractérisée par une courbe croissante débutant par la valeur 15 g/l au 25ième jour et finissant par la valeur 45 g/l au 50ième jour et
- finalement la phase 3 qui est sous forme de palier dont les valeurs des concentrations oscillent autour de 45 g/l.

L'observation des figures 29 et 30 révèle que la courbe des solides totaux et celle des matières en suspension sont presque similaires et se suivent avec un léger décalage de 20%. Cette constatation confirme bel et bien la forte concentration de l'effluent # 2 en solides totaux sous forme de matières en suspension.

Du fait que cet effluent # 2 soit concentré en MES, ceci lui confère deux avantages importants lors de son traitement par membrane. Le premier avantage s'explique tout simplement par la réduction de 76% en ST et le deuxième avantage consiste à garder le plus longtemps possible la matière organique biodégradable et sous forme de MES dans le bioréacteur. Par contre, le principal inconvénient de cette caractéristique, vécu lors de cette étude, est l'augmentation de la viscosité de la liqueur mixte qui influence défavorablement le flux du perméat. Comme inconvénient potentiel qui peut être attribué à la forte présence des matières en suspension dans la liqueur mixte, je présume qu'il y aura des perturbations dans le processus de diffusion de l'oxygène dans la liqueur mixte. Cette hypothèse reste à vérifier sur le plan pratique.

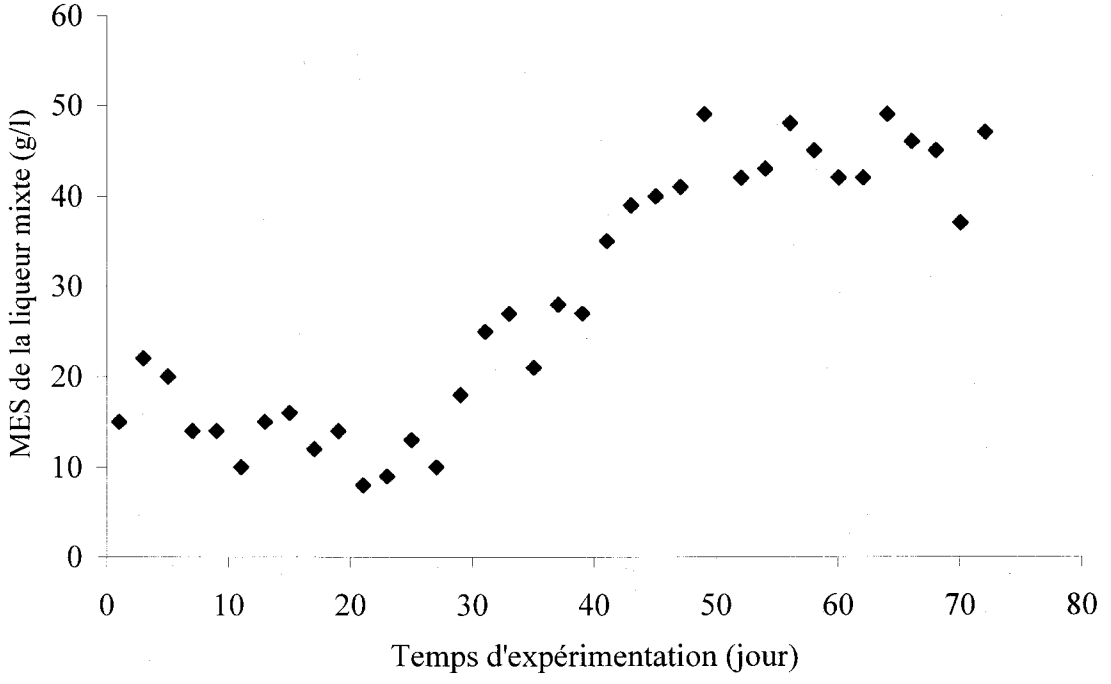


Figure 30 : Évolution des matières en suspension (MES) dans la liqueur mixte lors du traitement de l'effluent # 2 du bioréacteur (2) en fonction du temps.

La figure 31 montre l'évolution des concentrations en oxygène de la liqueur mixte du bioréacteur (2) au cours du temps d'expérimentation sur l'effluent # 2. Ces concentrations varient beaucoup entre les valeurs 2 mg/l et 7,7 mg/l. Lors du traitement de l'effluent # 2, la concentration de la liqueur mixte en MES était tellement importante au

point de diminuer la période de stabilité du maintien du flux du perméat. L'augmentation de la viscosité de la liqueur mixte nous a obligé d'augmenter le débit de la pompe pour maintenir le flux du perméat constant. Ceci peut être à l'origine de l'écart des variations des concentrations en oxygène dissout lors du traitement de l'effluent # 2.

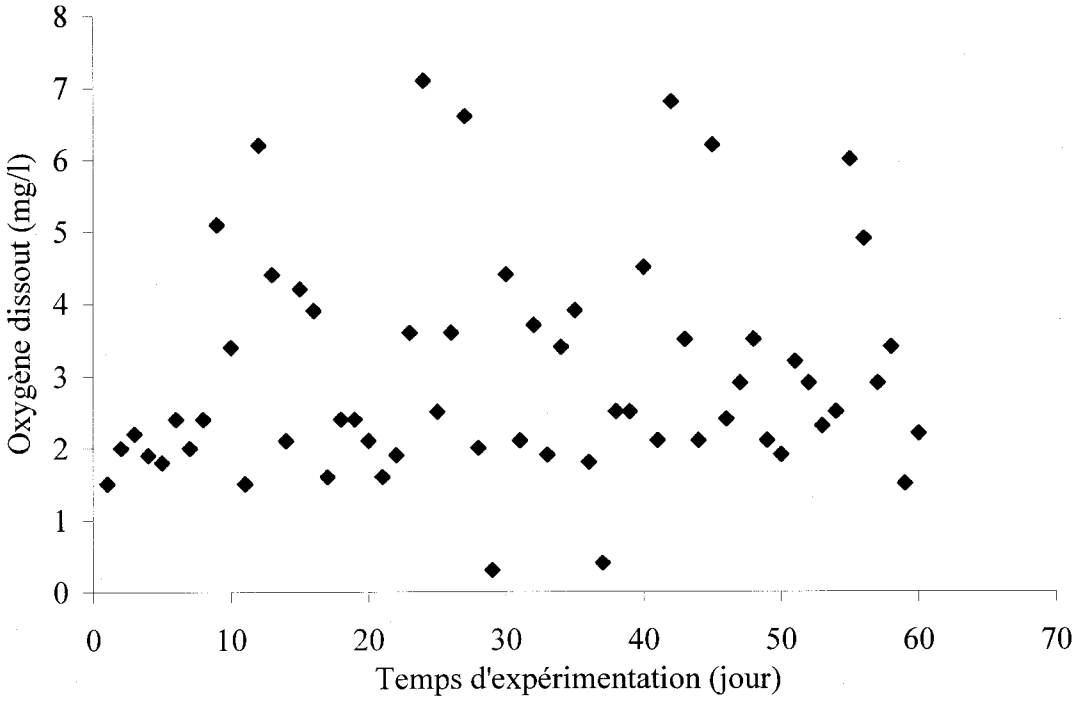


Figure 31 : Évolution de l'oxygène dissout dans le bioréacteur (2) en fonction du temps. (Effluent # 2)

L'évolution des concentrations en DBO_5 de l'effluent # 2 et de son perméat lors de l'utilisation du bioréacteur (2) est présentée par la figure 32 en fonction du temps d'expérimentation. Les taux de réduction des concentrations en DBO_5 sont aussi présentés par la même figure. On constate qu'en général, la concentration en DBO_5 de l'effluent # 2 varie autour de la valeur 3000 mg/l avec un écart de 600 mg/l. Comparativement à l'effluent # 1, l'effluent # 2 contient environ la moitié de sa concentration en DBO_5. Les concentrations en DBO_5 du perméat, représentées par la figure 32, sont situées autour de la valeur moyenne de 500 mg/l. Ainsi le taux moyen des réductions de la DBO_5 entre l'entrée et la sortie du bioréacteur (2) lors du traitement de l'effluent # 2 est d'environ 85%, ce qui le met en bas de celui obtenu lors du traitement de l'effluent # 1. Cette baisse de réduction

des concentrations en DBO_5 inattendue, nous a conduit à formuler deux hypothèses : d'une part la possibilité de la présence d'un ou de plusieurs inhibiteurs dans l'effluent # 2 et d'autre part la forte présence de matière organique en suspension qui peut s'opposer à un mélange efficace de la liqueur mixte. De notre part, la première hypothèse est favorisée surtout que l'effluent # 2 est issu partiellement du procédé de blanchiment qui compte le maximum de toxicité produite par rapport aux autres procédés de fabrication. On ajoute à ceci la possibilité de présence de matières organiques difficilement biodégradables (Cecen, 1999 et Helmreich, et *al.,* 2002).

Le procédé de blanchiment des pâtes est considéré, pour toutes les compagnies papetières qui utilisent le chlore lors de cette étape de blanchiment, comme la zone critique de production des effluents les plus toxiques de toute l'usine. Ainsi, c'est lors de cette étape de blanchiment et pendant les étapes subséquentes d'alkali extraction, que la grande production d'organochlorés qui sont très toxiques est identifiée. De ce fait, il devient logique de déduire que les organochlorés produits lors du procédé de blanchiment sont en bonne partie responsable de la diminution du processus de biodégradation qui s'est traduite par une baisse du taux d'enlèvement de la DBO_5.

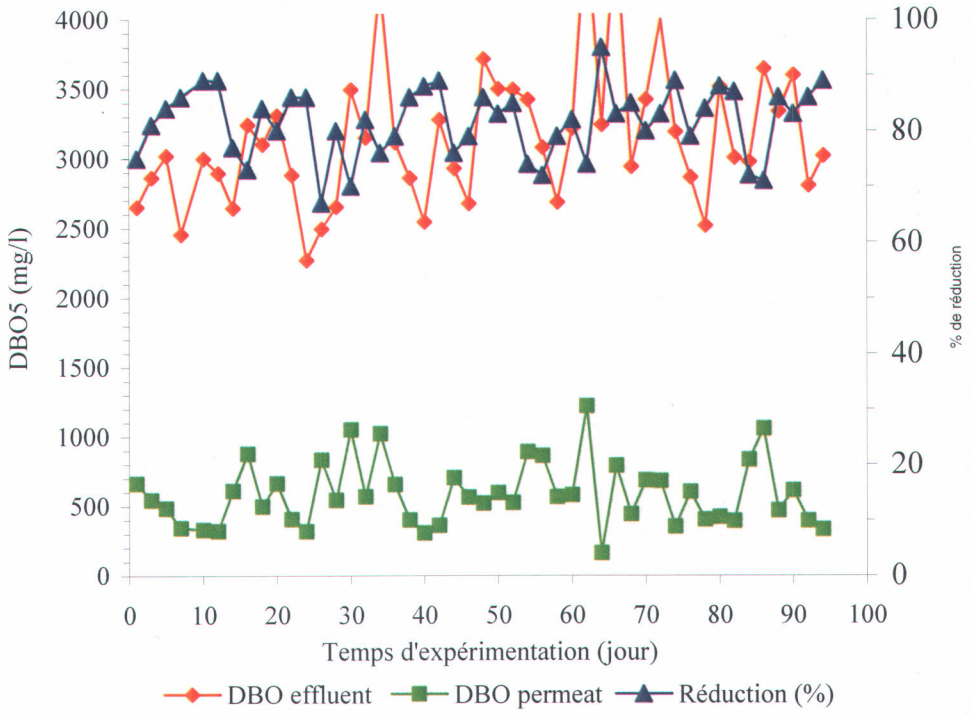


Figure 32 : Évolution des concentrations en DBO_5 de l'effluent # 2 et de son perméat en fonction du temps

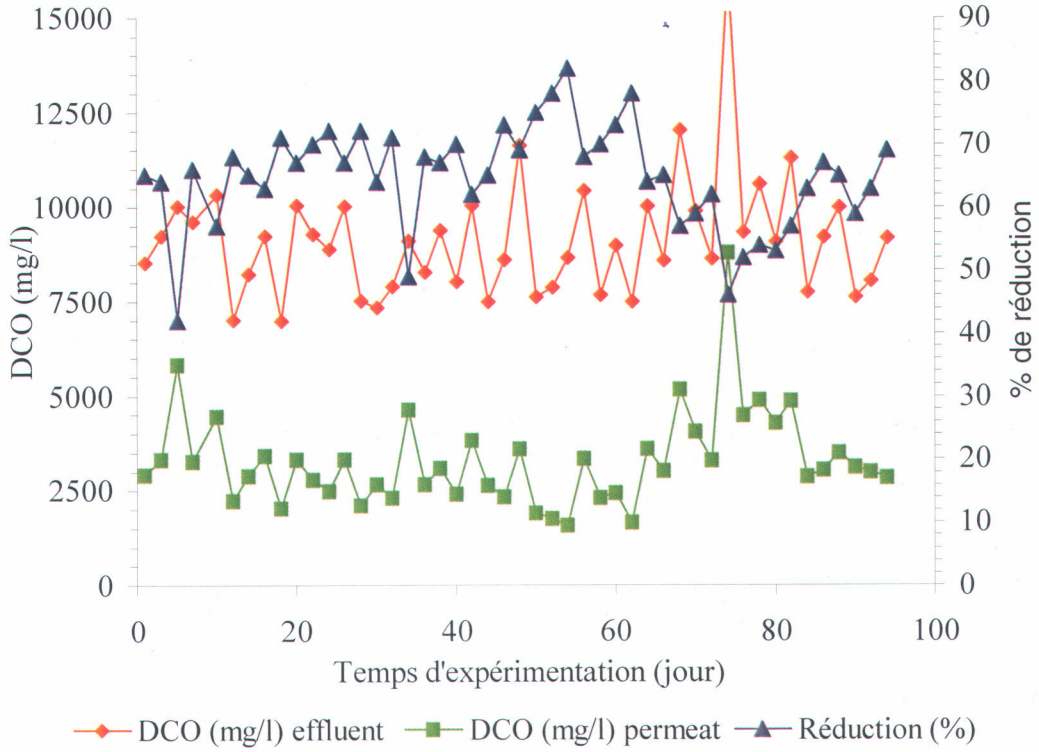


Figure 33 : Évolution des concentrations en DCO de l'effluent # 2 et de son perméat en fonction du temps d'expérimentation

La figure 33 illustre, quant à elle, l'évolution de la DCO dans l'effluent # 2 et son perméat en fonction du temps d'expérimentation. On remarque sur cette figure la fluctuation des concentrations en DCO de l'effluent entre les valeurs 7009 mg/l et 10500 mg/l. Ces valeurs sont inférieures à celles obtenues lors de l'utilisation de l'effluent # 1, ce qui laisse croire avant les analyses que le taux de réduction de la DCO sera plus élevé par rapport à celui obtenu pour l'effluent # 1. Or, sur la figure 33, on voit bien que le taux moyen de réduction de la DCO de l'effluent # 2 est d'environ 70%. Cette réduction dans le taux d'enlèvement de la DCO peut être le résultat de la composition chimique de l'effluent puisque tous les paramètres opératoires utilisés lors des tests sur l'effluent # 1 étaient maintenus pendant ce dernier test. Une telle composition chimique soupçonnée responsable de cette réduction, agirait directement sur l'activité bactérienne en inhibant partiellement le processus de biodégradabilité par certaines substances toxiques ou tout simplement par la présence de certaines substances récalcitrantes.

En conclusion, suite aux résultats de ces tests, il est important de noter que l'efficacité du traitement par couplage du procédé par boues activées et du procédé par ultrafiltration n'est pas tributaire uniquement de l'optimisation des paramètres de traitement mais aussi à la composition de l'effluent à traiter. Dans le cas actuel, on constate que les résultats obtenus lors du traitement de deux types d'effluents appartenant à la même usine sont différents les uns des autres même si les conditions opératoires étaient gardées les mêmes. C'est tout à fait normale que les résultats obtenus soient différents les uns des autres mais se qui nous concerne, dans cette étude, c'est que l'effluent # 2 dont la charge en DCO est inférieur à celle de l'effluent # 1 laisse anticiper que le taux d'enlèvement en DCO lors du traitement de l'effluent # 2 serait supérieur à celui obtenu suite au traitement de l'effluent # 1. Cette supposition a été erronée tout simplement parce la charge en DCO et le volume d'eau de cet effluent ont été considérés uniquement comme paramètres limitatifs au bon fonctionnement du procédé de couplage dans le traitement des effluents. Or, la composition chimique, traduite par la toxicité, de l'effluent influence négativement les rendements du procédé de traitement des effluents des papetières par couplage entre BA et ultrafiltration en altérant partiellement le processus de biodégradation.

La figure 34 montre l'évolution de la production des boues (PB) lors du traitement de l'effluent # 2 par le bioréacteur (2) en fonction du temps d'expérimentation. Il s'agit ici du rapport entre les MES et la DCO enlevée. Ce rapport varie entre les valeurs 0,1 et 0,6, ce qui le place au dessus de celui obtenu suite au traitement de l'effluent # 1. On peut donc conclure que, lors du traitement de l'effluent # 2, deux fois plus de boues sont produites que lorsque l'effluent # 1 est traité par le même bioréacteur (2). Une telle augmentation dans la production de boues ne facilitera pas sans doute leurs gestions et nécessitera par l'occasion l'usage de nouveaux procédés. En plus de l'entreposage, on peut citer, comme exemple de gestion, l'usage des boues de pâtes et papier dans le maintien de la structure de certains sols (Nemati et *al.*, 2004) ou leur digestion anaérobique (Goel *et al.*, 2003).

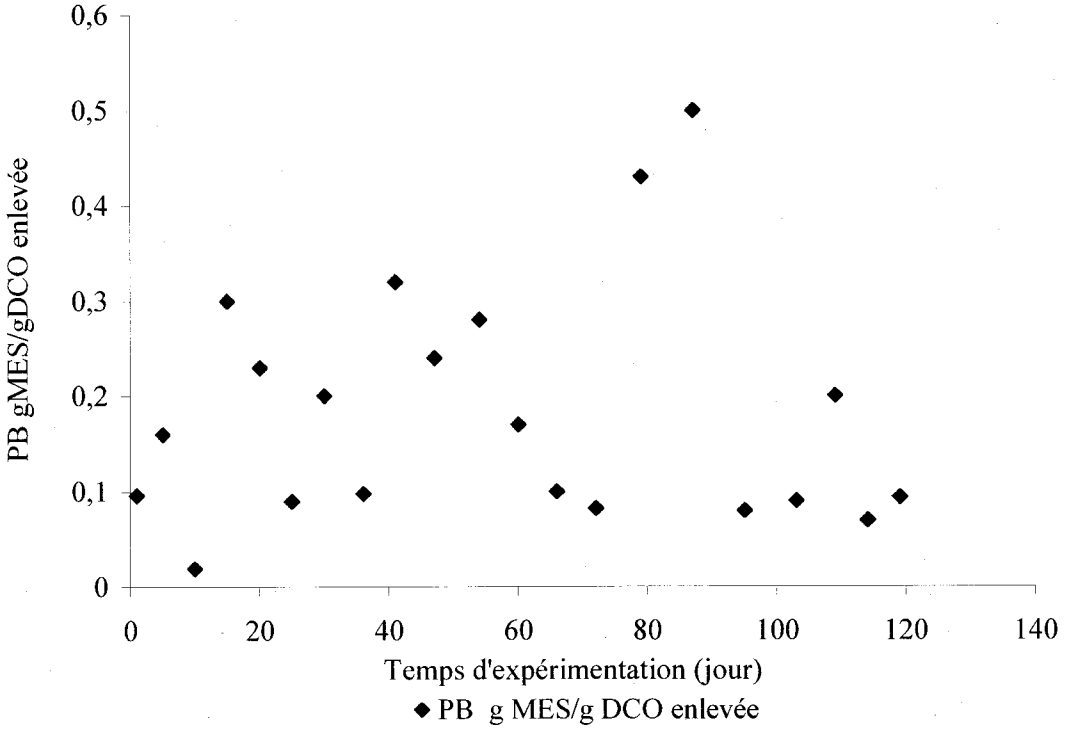


Figure 34 : Production des boues lors du traitement de l'effluent # 2 en fonction du temps

5.3.4. Toxicité

Le tableau 12, donne un bref aperçu sur les résultats de toxicité et leurs évolutions dans le temps. On constate que l'effluent non traité possède des concentrations létales pour la truite arc-en-ciel et Daphnia magna qui varient respectivement entre 0.5%-1.9% et entre

6.7%-14%. Suite à ce constat, il devient claire que l'effluent # 2 utilisé lors de ce test présente une toxicité aiguë plus prononcée que celle induite par l'effluent # 1 sur la truite arc en ciel, alors que dans le cas de Daphnia magna les seuils des concentrations létales restent sensiblement les mêmes. Dans le cas de Daphnia, on peut évoquer clairement la non toxicité du perméat alors que dans le cas de la truite, il faut se prononcer sur un perméat non toxique mais avec une certaine réticence. Cette réticence est due principalement aux résultats obtenus lors des tests de la deuxième semaine du mois de septembre (73%). Ce qui caractérise cette toxicité c'est qu'elle n'est pas généralisée à tous les perméats et qu'elle est limitée dans le temps. Ce problème peut avoir plusieurs sources à l'origine mais les plus plausibles restent celles qui sont liées au facteur temps (15/sep. au 15/oct.). Comme sources liées au facteur temps je cite deux exemples ; le type d'essence de bois utilisé, pour la fabrication du papier, pendant cette période car certaines espèces de bois surtout les résineux libèrent des concentrations en éléments toxiques plus importantes que d'autres espèces (Mellanen *et al.,* 1999). Comme source de cette toxicité, enregistrée durant le mois de septembre, je mentionne, aussi, la présence anormale de certains éléments chimiques dans le perméat suite à une mauvaise manipulation liée directement à l'état des fibres de la membrane. Une corrélation entre ces résultats et ceux obtenus lors des analyses des ST (figure 29), laisse croire que la présence des ST surtout sous forme de MES enregistrée dans le perméat peuvent être partiellement ou totalement responsables de cette toxicité. La persistance de cette toxicité durant les deux semaines qui ont suivi la réparation des fibres défectueuses reste une problématique à suivre de plus près. Une analyse exhaustive de la composition chimique du perméat peut nous aider à élucider ce problème ponctuel de toxicité surtout en ce qui a trait aux éléments toxiques tels : les acides gras, les acides résiniques, les organochlorés etc. Une petite enquête interne a révélé que parfois la compagnie utilise certaines essences de bois en faible proportion sans qu'elles soient mentionnées. Il faut vérifier aussi l'âge du bois utilisé car la toxicité lui est relative. En résumé, je peux dire que le perméat issu du traitement de l'effluent # 2 est généralement non toxique et que le problème lié à cette toxicité pendant le mois de septembre reste un événement ponctuel.

Tableau 12 : Résultats sommaires de toxicité, cas de l'effluent # 2

Indicateurs de toxicité	**Date**					
	1/8–15/8	15/8-30/8	1/9-15/9	15/9-30/9	1/10-15/10	15/10-30/10
Truite CL50 (%) Alimentation	0,8	1,1	0,5	1,2	1,9	0,7
Truite CL50 (%) Perméat	>100	>100	>100	73	96	>100
D. Magna CL50 (%) Alimentation	6.7	8	12	14	11.3	12
D. Magna CL50 (%) Perméat	>100	>100	>100	>100	>100	>100

Les résultats expérimentaux obtenus lors du traitement de l'effluent # 2 par le bioréacteur (2) ont montré :

1- Une réduction en DCO avoisinant les 70%, ce qui équivaut à une réduction moyenne en DBO_5 de 85%;
2- Une assez faible production de
3- Une élimination quasi totale de la toxicité.

Ce qui ressort clairement de cette étude, c'est que les différentes eaux usées produites par les différents procédés de fabrication n'ont pas le même potentiel de biodégradabilité. Ceci peut être la conséquence liée directement à la composition chimique de chaque effluent. À titre d'exemple, l'ajout du chlore lors du procédé de blanchiment peut être cité. Le chlore résiduaire s'associe avec de la matière organique (surtout la lignine) pour aboutir à la formation de produits organochlorés (Juuti *et al.*, 1996), boues et qui sont généralement des substances toxiques et difficilement biodégradables (Saski, 1996).

Le tableau 14 récapitule les résultats de performances du bioréacteur # 2 dans le traitement de l'effluent (1) et de l'effluent (2). En premier lieu, on constate que le flux du perméat est affecté négativement par un effluent dont la concentration en matière en suspensions est élevée; cas de l'effluent # 2. En deuxième lieu, on constate que le taux

d'enlèvement de la charge en DCO ou en DBO_5 est réduit d'environ 10% dans le cas de l'effluent # 2. Pour essayer d'expliquer cette baisse du taux de réduction de la charge, le recours à ces trois hypothèses a été fait :

- l'origine de l'effluent. Du fait que, l'effluent est produit à une étape de fabrication où l'on utilise beaucoup d'agents oxydants comme le chlore (Sierka et Bryant, 1994), ceci peut entraver partiellement le bon déroulement des processus biologiques de dégradation. Ce chlore peut participer au phénomène de compléxation (Sillanpae, 1996).
- la composition de l'effluent. Par celle ci, on fait référence à la répartition de la masse biodégradable (MESV, SDV).
- la non efficacité de la membrane. Malgré que ce cas est peu probable, du fait que les solides en suspensions étaient mesurés régulièrement, il reste quand même à vérifier ce paramètres car nos mesures des MES ne donnent pas une idée sur l'efficacité de la membrane en terme de diamètres de ses pores (0,2 μ).

Le tableau 13 illustre aussi une augmentation de la production des boues dans le cas de l'effluent # 2. Quant à la toxicité, le traitement des deux effluents a produit des perméats quasiment non toxiques.

Tableau 13 : Performances du bioréacteur # 2 dans le traitement des deux effluents (1) et (2)

Paramètres de performances	**Effluent # 1**	**Effluent # 2**
Maintient du flux du perméat (jour)	65j	55j
Rapport F/M	0,08	0,07
Réduction en DCO (%)	≈ 85	≈ 70
Réduction en DBO5 (%)	92-99	≈ 85
Boues produites g MES/g DCO enlevée	0,15 - 0,2	0,1 - 0,6
Enlèvement de toxicité	100%	≈ 100%

5.4. Résumé des résultats

Avant de consulter les résultats présentés par le tableau 14, il est judicieux de rappeler que les expérimentations réalisées d'une part à l'usine de la compagnie et d'autre part à INRS-ETE étaient les suivantes :

a) les expérimentations qui se déroulaient, à l'échelle pilote, dans l'usine consistaient en le traitement de l'effluent final à la sortie de cet usine en condition thermophile et

b) les expérimentations à l'INRS-ETE consistaient en le traitement des principaux effluents, produits à différentes étapes de fabrication du papier, séparément et en condition mésophiles.

La comparaison de certains paramètres indicateurs des performances de biodégradabilité tel l'enlèvement en DBO_5 et en DCO, nous donne une bonne idée sur l'efficacité du procédé de traitement utilisé. Les résultats concernant l'enlèvement en DBO_5 et en DCO, illustrés dans le tableau 14, permettent de qualifier le traitement de l'effluent # 1 par le bioréacteur (2) comme étant le plus efficace des autres traitements utilisés. Or, ces mêmes indicateurs (DBO_5 et DCO) révèlent que le traitement de l'effluent total à la sortie de l'usine est meilleur que celui du bioréacteur (1) lors de l'utilisation de l'effluent # 2. Ce ci est du probablement en grande partie à l'effet négatif de la concentration de certains éléments toxiques de l'effluent # 2 sur la biomasse du bioréacteur. On pense que cette concentration est diluée lors du traitement de l'effluent total ce qui favorise le processus de biodégradation dans le bioréacteur lors des essais pilote. Le tableau 14 présente uniquement les résultats concernant le volet biologique et non les résultats du procédé physique pour la simple raison; c'est qu'à l'usine des membranes, différentes à la notre surtout en termes de seuil de coupure, ont été utilisées pour réaliser les tests. Malgré que la comparaison entre les volets physiques des bioréacteurs utilisés au laboratoire et ceux utilisés lors des essais pilotes, on est convaincu de la bonne performance de la nouvelle configuration spatiale du bioréacteur (2) car c'est elle qui a permis l'obtention des meilleurs performances biologiques et physiques dans le traitement des eaux usées de l'usine des pâtes et papiers.

Tableau 14 : Les résultats de performances du bioréacteur (2)

Paramètres de fonctionnement	Expérim. Papetière (pilote)	Expérim. INRS (lab.)	
		Effluent # 1	Effluent # 2
Temps de résidence hydraulique (j)	1,5	1	1
Temps de rétention des boues (j)	20 - 30	30	30
Température du bioréacteur (°C)	30 - 37	19 - 21	19 - 21
Oxygène dissout (mg/l)	0,4 - 1,5	0,1 - 3	1,5-7,5
pH	7,6 - 8,2	7,4 - 8	6,2 - 7
Ajustement du ratio DBO:N:P	100 : 4 : 0,8	100/5/1	100/5/1
Toxicité du perméat (n.t./toxique)	1/2	0/2	0/2
Paramètres de performance			
Enlèvement en DBO_5	83 - 93	92 - 99	85
Enlèvement en DCO	68 - 80	85	70
Rapport F/M	0,04 - 0,1	0,05 - 0,15	
Rapport de production de boues instantané (g MES/ g DCO enlevée)	0,2 - 0,4	0,15 – 0,2	0,1 – 0,6

6 CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS

6.1. Conclusions

Les conclusions tirées de cette présente étude, se répartissent en deux volets. En un premier temps, le volet concernant les performances techniques du procédé physique (ultrafiltration) couplé au procédé biologique dans le traitement des eaux usées de la papetière Tembec, sera évoqué et en deuxième temps, le volet concernant les performances des bioréacteurs (1) et (2) développés lors de cette même étude sera évoqué à son tour.

Dans le cadre d'adaptation de la technologie de séparation membranaire au traitement des effluents de l'industrie des pâtes et papiers, j'ai réussi à concevoir et à développer une nouvelle configuration spatiale des membranes couplées avec un processus de recirculation de la liqueur mixte dans le bioréacteur. Les tests menés simultanément sur le bioréacteur à membrane horizontale et le bioréacteur à membrane verticale ont démontré clairement l'avantage de la configuration spatiale verticale dans la gestion des problèmes techniques liés à l'ultrafiltration des effluents papetiers. Par cette dernière configuration membranaire couplée au processus de recirculation de la LM, j'ai réussi à réduire considérablement le problème de colmatage des membranes et par conséquent les flux de perméat obtenus étaient stables et satisfaisants. Ainsi, notre principal objectif fixé au début de cette étude qui consistait à trouver une ou plusieurs solutions aux problèmes d'adaptation des membranes aux effluents des papetières lors de leurs traitements a été atteint.

Quant au deuxième objectif élaboré au début de cette étude, celui-ci consistait à sélectionner les principaux points d'échantillonnage des effluents à l'intérieur de l'usine de fabrication du papier en fonction de leurs caractéristiques, dans le but de les traiter séparément. On rappelle que cet objectif était fixé pour essayer de réduire les contraintes majeures exercées par l'effluent total de la papetière sur le procédé de traitement sélectionné. Ces contraintes se résumaient par le grand volume d'effluents produits ainsi que par leurs charges et par leurs toxicités très élevées. La présente étude a permis

d'identifier suite à la caractérisation des différents points de productions des effluents; deux points d'échantillonnage névralgiques qui sont susceptibles de favoriser l'adaptation du procédé d'ultrafiltration aux effluents de la papetière. Ces deux points d'échantillonnage se trouvent successivement à la sortie du procédé de mise en pâte pour le premier point et le mélange entre l'effluent issu du procédé de mise en papier et l'effluent de blanchiment pour le deuxième point. Les tests réalisés sur ces deux types d'effluents ont révélé en autre l'importance de l'impact de la composition chimique de la matière première sur l'efficacité du traitement par le procédé de couplage biologique et physique. En plus, les analyses de caractérisation des différents effluents nous ont permis de tirer les conclusions suivantes :

1- les différents effluents produits au niveau des différentes étapes de fabrication de l'usine de Tembec, n'ont pas les mêmes charges organiques ni inorganiques;

2- en plus de la différence des concentrations des charges des différents effluents, la répartition aussi des charges en matières en suspension et/ou en solides dissous ne sont pas les mêmes d'un effluent à l'autre et

3- le potentiel de biodégradabilité est aussi variable d'un effluent à l'autre. Dans ce cas, il suffit de rappeler la différence de réduction des concentrations en DBO_5 entre les deux effluents traités lors de cette étude.

En ce qui concerne les performances des deux bioréacteurs (1) et (2), je peux dire, sans équivoque, que le bioréacteur (2) est plus performant que le bioréacteur (1). Ceci est appuyé par les meilleures performances obtenues lors de l'utilisation du bioréacteur (2), surtout ce qui a trait au maintient du flux du perméat et la réduction en DCO, que ceux obtenus dans le cas du bioréacteur (1) lors du traitement du même effluent. Le bioréacteur (2) est plus efficace en traitement des effluents de pâtes et papiers que le réacteur (1) lorsque les concentrations en DCO sont supérieures à 8000 mg/l d'une part et d'autre part lorsque l'effluent provient du procédé de mise en pâte. D'ailleurs, ce sont ces résultats qui ont mené à utiliser uniquement le bioréacteur (2) pour traiter le deuxième effluent. À cet effet, je peux dire que notre objectif fixé au début de cette étude et qui consistait en la

réduction du phénomène de colmatage des fibres de la membrane est largement atteint. Par la même occasion, on peut souligner le succès de la configuration spatiale verticale accompagnée par un procédé de recirculation de la liqueur mixte sur la configuration horizontale.

Le troisième point évoqué ci haut met la technologie du BRM devant un nouveau défit à surmonter qui est le potentiel de biodégradabilité. La rentabilité du BRM à l'échelle de l'industrie des pâtes et papiers doit aussi être évaluée en tenant compte de la source de l'effluent à traiter.

Comparativement à un système classique de traitement par boues activées, le BRM est particulièrement efficace dans le traitement des effluents concentrés en DBO_5 sans nécessiter de dilution ou de stabilisation préalables. Ce procédé permet d'éviter le recours au décanteur secondaire. Par ailleurs, le volume du bioréacteur est particulièrement sensible au débit de l'effluent alors que celui des boues activées est sensible à la charge de l'effluent.

Au cours de cette étude, on pensait que le principal paramètre limitatif au bon rendement du BRM était les grands volumes d'eaux utilisés par les papetières. D'après les résultats obtenus lors de l'utilisation du bioréacteur (2), il est clair que le potentiel de biodégradabilité, d'un effluent donné, est aussi un paramètre limitatif mais de moindre importance que le premier.

Le BRM peut être intégré à deux niveaux dans une usine de pâtes et papiers. Soit, être intégré tout simplement au procédé de traitement secondaire déjà existant pour éviter des coûts supplémentaires ou bien peut être envisagé pour le traitement d'un effluent très concentré à l'intérieur de l'usine si une telle solution s'avère optimale. Or, les tests menés dans le cadre de cette étude ont démontré clairement l'efficacité du BRM (2) dans le traitement des effluents les plus chargés mais dont le volume est réduit par rapport à l'effluent final produit au bout de la ligne de production. Ces tests ont abouti aux résultats suivants : réduction de plus de 95% de la DBO_5, réduction d'environ 85% de la DCO, et

élimination, dans la plus part des cas, de la toxicité. Le perméat obtenu acquiert un potentiel de réutilisation au sein même des procédés de fabrication. Dans certains pays où l'eau se fait rare, des chercheurs essayent de revaloriser cette eau traitée en la réutilisant surtout dans le milieu agricole (Shaheen, 2003). Suite aux conclusions énumérées précédemment et en réponse à l'objectif qui consistait à essayer d'intégrer le procédé de traitement, des effluents par couplage entre l'ultrafiltration et les boues activées aux procédés de fabrication, je peux dire que : l'exploitation du bioréacteur (2) au niveau du procédé de mise en pâte est plus rentable que celle du même bioréacteur au niveau du blanchiment et de mise en papier. Cette rentabilité se concrétise sur deux niveaux. Le premier niveau, qui a trait au volet technique, est représenté par la meilleure performance des résultats obtenus lors du traitement des effluents produits à ce stade. Quant au deuxième niveau, celui-ci se résume par les résultats obtenus lors de la comparaison entre les coûts annuels de fonctionnement du procédé de traitement par boues activées et celui par bioréacteur à membranes a des concentrations en DBO différentes. Ces résultats se résument par les 2 points suivants :

1- Les coûts annuels de fonctionnement d'un BRM sont inversement proportionnels à la quantité de DBO traitée quotidiennement;
2- Le BRM dispose d'un potentiel optimal de pénétration du marché pour toute DBO qui se situe entre 10 et 20 tonnes/j tout en étant concurrentiel avec les BA jusqu'à une concentration minimale de 1,2.

Le débit des effluents produits par l'industrie papetière, limite le potentiel d'implantation du BRM à cause du coût actuel des membranes. Toute amélioration ultérieure des coûts de production des membranes augmentera sensiblement le potentiel économique de cette technologie de traitement. À titre d'exemple : le prix des membranes représente environ 70% de l'investissement en capital lors de l'installation du BRM.

En dépit de l'évolution technologique des traitements des effluents de l'industrie des pâtes et papiers, celle ci doit réévaluer les procédés de fabrications afin de les adapter à la nouvelle réalité environnementale. Cette réévaluation permettrait de réduire l'utilisation

des grands volumes d'eau et des produits chimiques lors de la fabrication du papier. Par la même occasion, cette réévaluation permettrait, la réalisation d'économies appréciables sur les coûts alloués au traitement et à la gestion de leurs rejets.

6.2. Originalité et contributions de cette thèse

Cette étude se distingue des autres par l'utilisation, pour la première fois, du procédé de couplage avec sa nouvelle configuration pour traiter successivement les principales eaux usées produites par une usine de pâtes et papiers.

Quoique les traitements des eaux usées issues des papetières, qui utilisent le procédé Kraft, ne soient pas une tâche facile, cette étude a permis quand même d'obtenir des résultats concluant quand à la bonne utilisation de cette nouvelle technologie de couplage.

Les contributions de cette thèse concernent les deux principales assises du traitement des eaux usées; à savoir le volet conceptuel (théorique) d'une part et le volet technique (pratique) d'autre part. La contribution, sur le plan théorique, se subdivise elle même en deux parties. La première consiste en la conception d'une nouvelle configuration spatiale des fibres de la membrane dans le module d'intégration des deux procédés de traitement (séparation membranaire et boues activées) et la deuxième concerne la perception de l'effluent en tant que paramètre d'optimisation de cette technologie. Les contraintes majeures exercées par les effluents de pâtes et papiers sur les différents types de traitements des eaux usées nous ont mené à revoir en profondeur la perception de ces effluents. Le fait que la production des pâtes et papiers se fait suivant plusieurs étapes et suivant plusieurs procédés, ceci était à l'origine de la perception de chaque étape de production comme une usine en soit avec ses propres effluents.

La contribution sur le plan pratique se subdivise elle aussi en deux parties. La première contribution concerne la technologie de séparation et la deuxième contribution concerne le traitement des effluents proprement dit. L'apport de cette étude dans le domaine de l'utilisation des membranes se résume par le développement d'une nouvelle

configuration spatiale des fibres de la membrane qui est à l'origine des résultats encourageants qu'on a obtenus surtout en ce qui a trait à la réduction du phénomène de colmatage des membranes.

Quant au deuxième apport pratique de cette étude, celui ci consiste en le traitement des principales eaux usées d'une usine de pâtes et papiers, sous des conditions très spécifiques. De telles conditions se résument par: les collectes et les isolements des principales eaux usées produites par cette papetière, pour les traiter séparément les unes des autres avec une nouvelle technologie. D'ailleurs cette nouvelle approche, dans le traitement des effluents de pâtes et papiers, qui a permis d'obtenir des perméats non toxiques participera sans doute à la mise en valeur du grand potentiel de cette nouvelle technologie.

6.3. Recommandations

À la fin de la présente étude, les deux principales recommandations suivantes ont été formulées. La première recommandation, pour apporter un changement radical dans la conception du traitement des effluents des papetières, consiste à revoir en profondeur les différents procédés de fabrication des pâtes et papiers afin d'optimiser leurs rendements en ce qui concerne l'élimination de la lignine, l'utilisation des substances chimiques dont la chloration et finalement la réduction de la consommation des eaux propres. L'optimisation de ces trois points précédents se traduirait automatiquement par une meilleure performance de plusieurs systèmes de traitement. La deuxième recommandation suggérée suite à cette étude, c'est d'adopter une stratégie de traitement en parallèle avec les différents procédés qui entrent dans la fabrication du papier au sein de l'usine. Cette stratégie prendra en compte tous les paramètres qui sont susceptibles de permettre une optimisation du procédé de traitement par couplage entre les BA et l'ultrafiltration. À titre d'exemple, cette stratégie peut être basée partiellement sur une bonne caractérisation des effluents produits à chaque étape de la fabrication afin de les séparer en deux ou en plusieurs catégories destinées chacune à un traitement spécifique.

Cette stratégie de traitement peut se réaliser selon les deux scénarios suivants :

1- Le premier scénario consistera en l'intégration de la membrane juste à la fin d'un procédé de fabrication qui produit un effluent bien spécifique. Cette spécificité se résume par les trois caractéristiques suivantes : une charge en DBO_5 élevée, un volume d'eau réduit et une composition chimique, de l'effluent, la moins récalcitrante possible. D'ailleurs c'est les trois paramètres qui confèrent ou non au BRM son succès lors d'un traitement. Selon nos résultats, l'étape de fabrication qui répond le plus à ce scénario est le procédé de mise en pâte (effluent # 1).

2- Le deuxième scénario se résume par l'intégration de la membrane en aval de plusieurs étapes de fabrication. Ce scénario peut être réalisé par l'installation tout d'abord de nouvelles canalisations à partir de chaque étape de production pour essayer de regrouper les effluents dont les charges en DBO_5 sont élevées, leurs débits sont faibles et leurs compositions chimiques sont les moins récalcitrantes.

L'avantage du premier scénario par rapport au deuxième c'est que le perméat produit lors du premier scénario peut être réutilisé en amont de ce procédé étant donné qu'il contient les mêmes substances chimiques introduites au début de cette même étape. Or, le deuxième scénario ne permet pas cette possibilité car le perméat obtenu, suite au traitement, contient toutes les substances chimiques ajoutées en aval de chaque procédé. Le reste des effluents dont la charge en DBO_5 est relativement faible et le volume en eaux élevé peut être acheminé vers un traitement externe déjà existant (industriel ou municipal).

Malgré l'efficacité du BRM à traiter des effluents dont la charge en DBO_5 est non habituelle, le perméat obtenu présente quand même une pollution visuelle. Une fois ce perméat est évacué dans un milieu aquatique, il joue le rôle d'un écran qui empêche partiellement ou totalement la pénétration de la lumière nécessaire à la vie aquatique de plusieurs organismes. La question qui se pose; c'est comment gérer cette pollution? En réponse à cette question, l'hypothèse suivante a été formulée : étant donné que l'industrie des pâtes et papiers utilise beaucoup d'eau et de chlore alors pourquoi ne pas réutiliser le perméat avec du chlore pour blanchir la pâte? Ceci peut se faire de la façon suivante : une

partie du chlore ajouté au perméat assurera la précipitation de la lignine qui est à l'origine de ce problème et l'autre partie résiduaire permettra de blanchir la pâte. Ainsi, tout le perméat produit peut être réutilisé et par conséquent une baisse importante des eaux utilisées en amont comme en aval des procédés, sera réalisée. Une telle baisse ne sera que bénéfique pour l'industrie surtout qu'elle lui permettra d'emboîter les pas des nouvelles normes environnementales. En plus, cette baisse de la consommation en eaux se traduira inévitablement en une économie substantielle surtout en frais de gestion des eaux utilisées en amont et en aval de la fabrique des pâtes et papiers.

Indépendamment de cette étude, et pour tenir compte du grand intérêt que suscite ce sujet de coloration des perméats, certains tests ont été réalisés dont les résultats préliminaires obtenus sont très encourageants. Ces tests ont révélés qu'après chloration du perméat, celui-ci devient très limpide à l'œil nu. Ainsi, comme prolongement et continuité de cette étude, on suggère fortement l'exploration de l'enlèvement de la couleur du perméat par voie de chloration surtout si le chlore est maintenu comme agent oxydant lors du blanchiment de la pâte.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

Afonso, M.D. et M. Norberta-de-pinho, (1991). Membrane separation process

Andersson, T., L. Forlin, J. Ardig et A. Larsson, (1988). Physiological disturbance in fish living in coastal waters polluted with bleached Kraft mill effluents. Can. J. Fish. Aquat. Sci., Vol. 45, n° 8, pp.1525-1536.

Barnes, S., Dalhoff, R., Keller, J.; Wilderer, P. et Kendall, L. (2003). Investigation of membrane processes for the removal of volatile fatty acids. Water Science and Technology, IWA Publishing: Alliance House, 12 Caxton Street, London SW1H 0QS, United Kingdom, 47(12), pp. 191-198.

Barreto, S.P.D'O.; Melo, E.H.M.; Lima Filho, J.L.; Duarte Coelho, A.C. and Kennedy J.F. (1993). Production of cellulose from Brazilian lignocellulosic residues. In In Cellulosics: Pulp, Fiber and Environmental aspects. Ed. By Kennedy J.F., Phillips, G.O. and Williams, P.A., pp. 31-36.

Beall, D.S., Ingram, L.O. (1993). Genetic engineering of soft-rot bacteria for ethanol production from lignocellulose. J-ind-microbiol. Amsterdam, The Netherlands : Published by Elsevier Science Publishers on behalf of the Society for Industrial Microbiology, c1986, May 1993. 11(3), 151-155.

Beaudoin L. et Martineau D. (1995). Traitement d'effluents de fabrication de pâtes chimico-thermomécaniques blanchies (PCTMB). Rapport # 3, Envirotem Inc., Temiscaming Canada.

Bettis, J. (1991). Bleach plant modifications, controls help. Industry limit dioxine formation. pp. 19-25.

Blazej, A. and Kosik, M. (1993). Environmentally acceptable conversion technology for the biochemical utilization of lignocellulosics. In Cellulosics: Pulp, Fiber and Environmental aspects ed. By Kennedy, J.F., Phillips, G.O, Williams, P.A. 1993, pp. 355-364.

Bergbauer, M., Eggert, C. and Kalnowski, G. (1992). Biotreatment of pulp Mill Bleachery Effluents with the Ceolomycetous Fungus Stagonospora gigaspora. Biotechnology Letters BILED3, 14(4), 317-322.

Bilstad, T. (1997). Membrane operations. Wat. Sci. Tech. Vol. 36, No. 2-3, pp. 17-24, 1997.

Bisaria, V.S. (1991). Bioprocessing of agro-residues to glucose and chemicals. In Bioconversion of waste materials to industrial products, ed. by Martin A.M. 1991, pp. 187-223.

Boman, B., Ek, M. et Frostell, B. (1990). Treatment of total bleachery effluents "a comparison between biological systems in combination with ultrafiltration" (in Swedish). Miljo 90, Report n° 18.

Bothwell, M.L. (1992). Eutrophication of Rivers by Nutrients in Treated Kraft Pulp Mill Effluent. Water Poll. Res. J. Canada, 1992, 27(3), 447-472.

Calace, N., Nardi, E., Petronio, B.M., Pietroletti, M. (2002). *Adsorption of phenols by papermill sludges.* University of Rome "La Sapienza", Department of Chemistry Environmental Pollution, Vol. 118(3), pp. 315-319.

Carey, J. and P. V. Hodson, (1990). Pulp mill effects monitoring program of the St-Maurice river, Québec, 1989. Presented at the third workshop of environmental effects monitoring at pulp and paper mills discharging to the freshwater environment, March, 20. Hull, PQ.

Cecen, F. (1999). Investingation of substrate degradation and nonbiodegradable portion in several pulp bleaching wastes. Forest Industry Wastewaters VI. A. Luonsi (ed.). Elsevier Science Ltd, Pergamon, pp. 305-312.

Chahal, D. S. (1991). Lignocellulosic wastes: biological conversion. In Bioconversion of waste materials to industrial products. Edited by A.M. Martin. pp. 373-400.

Chen, W. et Horan, N. J. (1998). The treatment of a high strength pulp and paper mill effluent for wastewater re-use. III. Tertiary treatment options for pulp and paper mill wastewater to achieve effluent recycle. Environ. Technol. Vol. 19, n° 2, pp. 173-182.

Chung L. T. K., H. P. Meier et J. M. Leach (1979). Can pulp mill effluent toxicity be estimated from chemical analysis? TAPPI. 62, pp.71-74

Cossette, C (1991). Les pâtes mécaniques. 241 p.

Dal-Cin, M. M., F. McLellan, C. N. Striez, C. M. Tam, T. A. Tweddle et A. Kumar (1996). Membrane performance with pulp mill effluent : relative contributions of fouling mechanisms. J. Memban. Sci., Vol. 120, n° 2, pp. 273-285.

Dence, C. W. (1996). Pulp bleaching: principles and practice. Reeve, Douglas W. editors, 868 p.

Diez, M. C., Castillo, G., Aguilar, L., Vidal, G. et Mora, M. L. (2002). Operational factors and nutrient effects on activated sludge treatment of Pinus radiata kraft mill wastewater. Bioresource Technology, 83 (2), pp. 131-138.

Dubelsten, P. et N. C. Gray (1990). Effects of secondary treatment on AOX levels in Kraft mill effluents. 76th annual meeting technical section Canadian pulp and paper association, Montréal, PQ.

Dubeski, C. V., M. R. Branion et K. V. Lo (2001). Biological treatment of pulp mill wastewater using sequencing batch reactors. Journal of Environmental Science and Health. Part A.= : Toxic Hazardous Substancs and Environmental Engineering. Vol. A36, n° 7, pp. 1245-1255.

Dutta, B. K. et Sikdar, S. K. (1999). Separation of volatile organic compounds from aqueous solutions by pervaporation using S-B-S block copolymer membranes. Environmental Science & Technology, 33(10), pp. 1709-1716.

Eckenfelder, J. R. (1970). Water Quality engineering for practicing engineers, 316 p.

Edeline, F. (1980). L'épuration biologique des eaux résiduaires (Théorie et thechnologie). Editions CEBEDOC s.p.l., Belgique. 306 p.

Ek, M. et Kolar, M.C. (1990). Reduction of AOX in bleach plant effluents by a combination of ultrafiltration and biological methods. Biotechnology of pulp and paper manufacture, pp. 259-266.

Ekengren, O.; Burhem, J. E. et Filipsson, S. (1991). Treatment of Bleach-Plant Effluents with Membrane Filtration and Sorption Techniques. Wat. Sci. Tech., 24(3/4), 207-218.

Eley, M.H., Guinn, G.R., Bagchi, J. (1995). Cellulosic materials recovered from steam classified municipal solid wastes as feedstocks for conversion to fuels and chemicals. Appl-biochem-technol. Totowa, N.J. : Humana Press. Spring 1995. 51/52, 387-397.

El Haji, K.; V. Sachdeva; et R. D. Tyagi, (1998). Bioconversion of waste water form pulp and paper industry. Bioconersion of waste materials to industrial products. Martin, A. M. (Ed), pp. 423-445

El-din, M. G. et D. W. Smith, (2001). Maximizing the enhanced Ozone Oxidation of Kraft pulp mill effluents in a impinging- Jet bubble column. Ozone Science and engineering, Vol. 23, n°. 6, pp.479-493.

Eriksson, K.E. and Kirk, T.K. (1985). Biopulping, Biobleaching, and the treatment of Kraft bleaching effluents with White-rot Fungi. In; Th ePrinciples, Applications and regulations of Biotechnology in Industry, Agriculture and Medicine. 4, 271-294.

Faelth, F., A. S. Joensson et R. Wimmerstedt (2001). Ultrafiltration of effluents from chlorine-free, Kraft pulp bleach plants, Desalination. Vol. 133, n° 2, pp. 155-165.

Fels, M., J. Pinter et D. S. Lycon (1997). Optimized design of waste water treatment systems : Application to the mechanical pulp and paper industry : 1. Design and cost relationships. Can. J. Chem. Eng., Vol. 75, n° 2, pp. 437-451.

Fiedler, H., Hutzinger, O. et Timms, C.W. (1990). Dioxines: sources of environmental load and human exposure. Toxicol. Environ. Chem. 29, 157-234.

Flood, K., D. Hollinger, M. Thomson, W. Wager and W. Bananas (1986). Jackfish bay : acute lethality and chlorophenol effluent (BKME) plume. Ontario Ministry of the Environment, Rexdale, ON.

Freire, R. S., L. T. Kubota et N. Duran (2001). Remediation and toxicity removal from Kraft E1 paper mill effluent by ozonization. Environmental Technology, Vol. 22, n° 8, pp. 897-904.

Goel, R., Tokutomi, T et Yasui, H. (2003). Anaerobic digestion of excess activated sludge with ozone pretreatment. Water Environment & Technology, IWA Publishing: Alliance House, 12 Caxton Street, London SW1H 0QS, United Kingdom, 47(12) : pp. 207-214.

Gullichsen, J. (1991). Process internal measures to reduce pulp mill pollution load. Wat. Sci. Tech. 24(3/4), 45-53.

Heizel, E., Geiger, F., Fahmy, M. and Kut, O.M. (1992). Integrated Ozonation Biotreatment of pulp Bleaching Effluents Containing Chlorinated Phenolic Compounds. Biotechnology Progress BIPRET, 8 (1), 67-77.

Helmreich, B., C. Schlegl et P. A. Wilderer (2002). Fate of lignin in the process of aerobix biological treatment of paper mill wastewater. Acta Hydrochimica et Hydrobiologica, Vol. 29, n° 5, pp. 296-300.

Hu, J. Y., Ong, S. L.; Song, L. F., Feng, Y. Y., Liu, W. T., Tan, T. W., Lee, L. Y., Ng, W. J. (2003). Removal of MS2 bacteriophage using membrane technologies. Water Science and Technology, IWA Publishing: Alliance House, 12 Caxton Street, London SW1H 0QS, United Kingdom, 47(12), pp. 163-168.

Huuhilo, T., Vaeisaenen, P., Nuorrtila-Jokinen, J. and Nystroem, M. (2001). Influence of shear on flux in membrane filtration of integrated pulp and paper mill circulation water. Desalination 2001, vol. 141, n° 3, pp. 245-258.

Juuti, S., T. Vartiainen et J. Ruuskanen (1996). Formation of organichlorine compounds in Kraft pulp bleaching processes. Chemosphere,Vol. 33, n° 12, pp. 2431-2440.

Karels, A. E., Niemi, A. (2002). Fish community responses to pulp and paper mill effluents at the southern Lake Saimaa, Finland. Environmental Pollution, 116(2), pp. 309-317.

Katagari, N., Tsutsumi, Y. et Nishida, T. (1995). Correlation of brightning with cumulative enzyme activity related to lignin biodegradation during bioblraching of Kraft pulp by white rot fungi in the solid-state fermentation system. Appl. Environ. Microbiol. 1995, 61(2), 617-622.

Katzen, R. et Monceaux, D.A. (1995). Development of bioconversion of cellulosic wastes. Appl. biochem. biotechnol. Totowa, N.J. :Humana press. Spring 1995, 51/52, 585-592.

Kemeny, T. E. et S. Banerjee (1997). Relationsgips among effluent constituents in bleached Kraft pulp mills. Water Res., Vol. 31, n° 7, pp.1589-1594.

Kennedy, J.F. and Eduardo, H.M. Melo (1989). Controled bioconversion of cellulose-a biochemical industry Feedstock. In wood Processing and utilization. Ed. By , Kennedy, J.F., Phillips, G.O, Williams, P.A., pp. 309-322.

Konduru, R. R., S. N. Liss et D. G. Allen (2001). Recalcitrant Organics Emerging from Biological Treatment of Kraft Mill Effluents. Water-Quality-Research-Journal-of-Canada 2001, vol. 36, # 4, pp. 737-757.

Kostamo, A. et Kukkonen, J. V. K. (2003). Removal of resin acids and sterols from pulp mill effluents by activated sludge treatment. Water Research, Elsevier Science Ltd: 32 Jamestown Road, London, NW17BY, UK; 37 (12), pp. 2813-2820.

Kovacs, T. G. (1986). Effects of bleached Kraft mill effluents on freshwater fish. Water Pollute. Res. J. Can., Vol. 21, n° 1, pp. 91-118.

Koyuncu, I., F. Yalcin et I. Ozturk (1999). Color removal of high strength paper and fermentation industry effluents with membrane technology. Forest Industry Wastewaters. VI. A. Luonsi (ed.). Elsevier Science Ltd., Pergamon. pp. 241-248.

Kraack, V. D. *et al.* (1992). Receiving Water Environmental Effects Associated with Dscharges From Ontario Pulp Mills. Nineteenth Annual Aquatic Toxicity Workshop, Programme & Abstracts, Alberta Environment, AB.

Larsson, L., T. Anderson, L. Forlin et J. Hardig (1988). Physiological disturbances in fish exposed to bleached Kraft mill effluents. Water Sci. Technol., Vol. 20, n° 2, pp. 67-76.

Leach, J. M. et A. N. Thakore (1975). Isolation and identification of constituant toxic to juvenile rainbow trut (Salmo gairdneri) in coastic extraction influents form Kraft pulp mill bleach plants. J. Fish. Res. Board. Can., Vol. 32, n° 8, pp. 1249-1257.

Leach, J. M., J. C. Mueller et C. C. Walden, (1977). Biodegradability of toxic compounds in pulp mill effluents. Trans. Tech. Section Can. Pulp paper assoc., 3, pp. 126-130.

Lesjean, B., Gnirss, R., Adam, C., Kraume, M., Luck, F., Editor: Van Loosdrecht, M.C.M. (2003). Enhanced biological phosphorus removal process implemented in membrane bioreactors to improve phosphorus recovery and recycling. Water Environment & Technology, IWA Publishing: Alliance House, 12 Caxton Street, London SW1H 0QS, United Kingdom, 48(1), pp. 87-94.

Lin, T. M., J. W. Park et M. T. Morrissey (1995). Recovered protein and reconditioned water from surimi processing waste. J. Food-Sci. Vol. 60, n° 1, pp. 4-9.

Lindstrom-Seppa, P. and A. Oikari (1990). Biotransformation and other toxicological and physiological responses in rainbow trout caged in a lake receiving effluent of pulp and paper industry. Aquat. Toxicol. 16(1), pp. 187-204.

Maenttaeri, M., A. Pihlajamaeki and M. Nystroem (2002). Comparison of nanofitration membranes in the filtration of paper mill process water. Desalination 2002, vol. 149, n° 1-3, pp 131-136.

Maenttaeri, M., J. J. Nuortila et M. Nystroem (1997). Influence of filtration conditions onthe performance of NF membranes in the filtration of paper mill total effluent. J. Membr. Sci., Vol. 137, n° 1-2, pp. 187-199.

Manolescu, D. (1989). Environmental impact, Tech. 89, Mechanical pulping Course, pp. 299-355.

Martel, P. H., T. G. Kovacs et R. H. Voss (1996). Effluents from Canadian pulp and paper mills : A recent investigation of their potential to include mixe function oxygenase activity in fish. Environmental Fate and Effect of Pulp and Paper Mill Effluents. M. R. Servos et al. (eds). St-Lucie pres., pp. 401-412.

McCubbin, N., Edde, H., Barnes, Ed., Folke, J., Bergman, E., Owen, D. (1991). Best Available Technology For The Ontari Pulp And Paper Industry, Report, 270 p.

Mcleay, D. and associates Ltd. (1987). Aquatic Toxicity of pulp and paper mill effluent: Areview. environment Canada, Ottawa, ON. Report EPS 4/PF/1.

Mcleay, D. et D. A. Brown (1979). Stress and chronic effects of untreated and treated Kraft pulp mill effluent on the biochemistry and stamina of Juvenile coho salmon. J. Fish. Res. Board Can., Vol. 36, pp. 1049-1059. Citée dans Mcleay, D. and associates Ltd. (1987).

McMaster, M. E., C. B. Portt, K. R. Munkittrick et D. G. Dixon (1992). Milt characteristics, reproductive performance, and larval survival and development of white sucker exposed to bleached Kraft mill effluent. Ecotoxicol. Environ. Saf., vol. 23, n° 1, pp. 103-117.

Mellanen, P., Soimasuo, M., Holmbom, B., Oikari, A. et Santti, R. (1999). Expression of the vitellogenin gene in the liver of juvenile whitefish (Coregonus lavaretus L. s.l.) exposed to effluents from pulp and paper mills. Ecotoxicology and Environmental Safety, 43(2), pp. 133-137.

Miotti, R. (1990). Distribution of BOD and toxicity in BCTMP plants. CPPA spring conference, Jasper, Alberta, May 1990.

Munkittrick, K., M. E. McMaster, C. B. Portt, G. J. Van Der Kraak, I. R. Smith et D. G. Dixon (1992). Changes in maturity, plasma sex steroid levels, hepatic mixed-function oxygenase activity, and the presence of external lesions in lake whitefish exposed to bleached kraft mill effluent. Can. J. Fish. Aquat. Sci., 49, 1560-1569.

Myréen, B. (1994). Pulp and paper manufacture in transition. Wat. Sci. Tech., 29(5/6), 1-9.

Nandy, T., S. N. Kaul et S. Shastry (1999). Paper industry effluent recycling. World Water and environmental Engineering, Vol. 22, n° 5, pp. 14-15.

Naranjo, J. E., Gerba, C. P., Bradford, S. M. et Irwin, J. (1993). Virus removal by an on-site wastewater treatment and recycling system. Department of Microbiology & Immunology, University of Arizona, Tucson, AZ 85721, USA. Water Science and Technology, 27(3/4), pp. 441-444.

Nemati M.R., Caron J. et Gallichand J. (2004). Using Paper De-inking Sludge to Maintain Soil Structural Form. Département des Sols et de Génie Agroalimentaire, FSAA, Université Laval, Laval, Québec, Canada G1K 7P4. Soil Sci. Soc. Am. J., 68, pp. 1332-1341.

Oeller, H. J., I. Demel et G. Weinberger (1997). Reduction in residual COD in biologically treated paper mill effluents by means of combined ozone and ozone/UV reactor stages. Forest Industry Wastewater. V. Selected proceeding of the 5th IAWQ international symposium on forest industry wastewaters. E. R. Hall; A. G. Colodey, A. G. (eds), pp. 269-276.

Okamoto, H., M. Mizuhara, Y. Numatu, K. Nakagome, T. Ochiumi et T. Kuoda, (1985). Treatment of paper-plant waste water by ultrafiltration. – A case history. In Reverse Osmosis and Ultrafiltration. S. Sonrivajan and T. Matsuura, ACS Symp. Series 281, Washington D. C., pp. 273-281.

Pearson, T. H. (1980). Marine pollution effect of pulp and paper industry wastes. Helgol. Meeres, 33, pp. 340-365.

Peters, T. A. et F. S. Pederson (1991). MEMCOR-crossflow filtration with gas-back washing : design and different applications for new technical concept. Proceeding of the 5th World filtration congress, Nice, France, May 1991, pp. 473-478

Pichon, M., F. Meyer et E. François (1986). Anaerobic treatment of CTMP wastewater, Proceeding EUCEPA. Symposium, Helsinki.

Rao, S.S. Quinn, B.A., Burnison, B.K., Hayes, M.A. and Metcalfe, C.D. 1995. Assessment of the genotoxic potential of pulp mill effluent using a bacterial, fish and mammalian assays. CHEMOSPHERE 1995, 31 (6), 3553-3566.

Reeve, D.W. and Earl, P.F. (1989). Chlorinated organic matter in bleached chemical pulp production: Part I: Environmental impact and regulation of effluents. Pulp and Paper Canada, 90, 128-132.

Rogers, I. H. et H. W. Mahood (1974). Removal of fish-toxic solutes from whole Kraft effluent by biological oxidation and the role of wood extractives. Fish. Res. Board. Can. Tech. Rep., 434.

Rohella, R. S., S. Choudhury, M. Manthan et J. S. Murty (2001). Removal of colour and turbidity in pulp and paper mill effluents using polyelectrolytes. Indian Journal of Environmental Health, Vol. 43, n° 4, pp. 159-163.

Rohr, A. C., E. R. Hall et K.J. Hall (1996). Use semipermeable membrane devicese for monitoring pulp mill effluent : a preliminary assessment. Water-Qual.- Res.-J.-Can. Vol. 31, n° 1, pp. 85-100.

Saski, E. K., J. K. Jokela et M. S. Salkinoja-Salonene (1996). Biodegradability of different size classes of bleached kraft pulp mill effluent organic halogens during wastewater treatment and in lake environments. Environmental Fate and Effect of Pulp and Paper Mill Effluents. M. R. Servos et al. (eds). St-Lucie pres., pp. 179-193.

Scroggins, R. P., J. A. Miller, A. I. Borgmann et J. B. Sprague (2002). Sublethal toxicity findings by pulp and paper industry for cycles 1 and 2 of the environmental effects monitoring program. Water Quality Research Journal of Canada, Vol. 37, n° 1, pp. 21-48.

Sempere, R., G. Causet et J. Randon (1993). Ultrafiltration of seawater with a zirconium and aliminium oxide tubular membrane: Application to a the study of colloidal organic carbon distribution in an estuarine bottom nepheloid layer. 12th International Symposium "Chemistry of the Mediteranean", Vol. 46, n° 1-2, pp. 49-60.

Shaheen, H. Q. (2003). Wastewater reuse as means to optimize the use of water resources in the West Bank. Water International, International Water Resources Association: IWRA Executive Office, 4535 Farner, Southern Illinois University, Carbondale, IL 62901-4516, USA; 28(2), pp. 201-208.

Sierka, R. A. et C. W. Bryant (1994). Enhacement of biotreatment effluent quality by illuminated dioxide and membrane petreatment of the Kraft extraction waste stream and by increased chlorine dioxide substitution. Forest Industry Wastewaters 4. Sandelin, S.K.; Vuoriranta, P.J.; Viitasaari, M. A. (eds), pp. 209-218.

Sierka, R. A., Cooper, S. P. et P. S. Pagoria (1996). Ultrafiltration and reverse osmosis treatment of an acid stage wastewater. Forets Industry Wastewater. V. Selected proceeding of the 5th IAWQ international symposium on forest industry wastewaters. E. R. Hall; A. G. Colodey, A. G. (eds), Vol. 35, n° 2-3, pp. 155-161.

Sillanpaeae, M. (1996). Complexing agents in waste water effluents of six Finnish pulp and paper mills. Chemosphere, Vol. 33, n° 2, pp. 293-302.

Sprague, J. B. et A. G. Colodaey (1989). Toxicity to aquatic organisms of organochloring substances in Kraft mill effluents. Report for Renewable Ressources extraction and Processing division, Industrial programs branch, Environment Canada, Ottawa, ON. the pulp and paper industry. DESALINATION. 1991. vol. 85, n° 1, pp. 53-58.

Tremblay, L. et Van der Kraak, G. (1999). Comparison between the effects of the phytosterol beta -sitosterol and pulp and paper mill effluents on sexually immature rainbow trout. Environmental Toxicology and Chemistry, 18(2), pp. 329-336.

Tyagi, R. D., Villeneuve, J. P., Sreekrishman, T. R., Shooner, F., Blais, J. F., Benmoussa, H. et Salvano, E. (1995). Étude de la performance d'un bioréacteur thermophile à membrane pour le traitement des eaux usées de l'industrie de pâtes et papier. Rapport final, de l'Institut National de Recherches Scientifique Terre Eau Environnement (INRS ETE) Université du Québec.

Vallette, P. et C. De Choudens (1987). Le bois, la pâte, le papier. Centre technique de l'industrie des papiers, cartons et cellulose. 179 p.

Van Dijk, L. and Roncken, G.C.G. (1997). Membrane bioreactors for wastewater treatment: the state of the art and new developments. Wat. Sci. Tech. vol. 35, n° 10, pp. 35-41

Verenich, S., A. Laari, S. Korhonen, T. Tuhkanen, K. Edelmann, S. Bankie et J. Kallaset (2001). Comparision of ozonation and wet oxidation for the destruction of lipophilic wood extractives from paper mill circulation water. Ozone Science and Engineering, Vol. 23, n° 5, pp. 401-409.

Wang Qing, Lu BingNan, Teng Fei et Zhao J. (2003). Study on effects of nitrogen and phosphorus on performance of pulp wastewater treatment in stabilization ponds. School of Municipal and Environmental Engineering, Harbin Institute of Technology, Harbin 150090, China.Chemistry and Industry of Forest Products; 23(3), pp. 49-52.

Wellisch, M. T., A. W. Gnyp, J. K. Bewtra and C. St-Pierre (1988). The BCTMP process identification of its process emission. TAPPI, environmental conference proceeding, pp. 157-164.

Willard, H. K. (1983). Oxicity reduction of pulp and paper mill wastewater. U.S. Protection Agency. Citée dans Mcleay and associates, 1987.

Wong, A. (1980). TMP effluents are affected by refining conditions. Pulp and Paper Canada, 81(3), pp. 45-50.

Xing, X. et J. Wagner (1989). Ultrafiltration and reverse osmosis for treatment of spent sulfite liquor with the objective to reduce the pollution of a river and recover valuable by-products, Proceeding of the TAPPI Environmental Conference, pp. 89-93.

Zaidi A., Buisson H., Sourirajan S. 1991. Ultrafiltration in the concentration of toxic organics from selected pulp and paper effluents, proceedings of the TAPPI Environmental conference, San Antonio, TX, Avril 1991, pp. 453-468.

Zender J. A., Stuthridge T.R., Langdon A. G., Wilkins A. L., Mackie K. L. and McFarlane P. N. 1994. Removal and transformation of resin acids during secondary treatment at a New Zealand Bleached Kraft Pulp and Paper mill. Wat. Sci. Tech., vol. 29, n° 5-6, pp. 105-121.

Zhang, T., S. Wada, T. Yamagishi, I. Hiroyasu, K. Ichikawa, K. Tatsumi et O-X. Zhao (1999). Treatment of blweaching waste water from pulp-paper plants in China using enzymes and coagulants. Journal of environmental Science China, Vol. 11, n° 4, pp. 480-484.

ANNEXES

Variations du flux du perméat en fonction du temps à différents QLM (Fig. 6 et 7)

Jours d'essais	Vaccum (in.Hg)	Flux permeat (l/j)	Débit LM (m3/h)
1	29	30	0,6
2	29	31	0,6
3	29	30	0,6
4	29	29	0,6
5	29	30	0,6
6	29	30	0,6
7	29	30	0,6
8	29	30	0,6
9	29	29	0,6
10	29	29	0,6
11	29	30	0,6
12	29	28	0,6
13	29	28	0,6
14	29	27	0,6
15	29	25	0,6
16	29	26	0,6
17	29	25	0,6
18	29	24	0,6
19	29	25	0,6
20	29	23	0,6
21	29	23	0,6
22	29	24	0,6
23	29	25	0,6
24	29	24	0,6
25	29	23	0,6
1	29	30	0,7
2	29	31	0,7
3	29	30	0,7
4	29	29	0,7
5	29	29	0,7
6	29	30	0,7
7	29	30	0,7
8	29	30	0,7
9	29	29	0,7
10	29	29	0,7
11	29	30	0,7
12	29	30	0,7
13	29	30	0,7
14	29	30	0,7
15	29	29	0,7
16	29	30	0,7
17	28	28	0,7
18	29	27	0,7
19	29	27	0,7
20	29	28	0,7
21	29	26	0,7
22	29	25	0,7
23	29	27	0,7
24	29	24	0,7
25	29	25	0,7

Variations du flux du perméat en fonction du temps à différents QLM (suite) (Fig. 8 et 9)

Jours d'essais	Vaccum (in.Hg)	Flux permeat (l/j)	Débit LM (m3/h)
1	29	30	0,8
2	29	30	0,8
3	29	28	0,8
4	29	30	0,8
5	29	30	0,8
6	29	30	0,8
7	29	30	0,8
8	29	30	0,8
9	29	31	0,8
10	29	29	0,8
11	29	30	0,8
12	29	31	0,8
13	29	27	0,8
14	29	30	0,8
15	29	28	0,8
16	29	30	0,8
17	29	29	0,8
18	29	30	0,8
19	29	30	0,8
20	29	30	0,8
21	29	31	0,8
22	29	29	0,8
23	29	30	0,8
24	29	30	0,8
25	29	30	0,8
1	29	30	0,9
2	29	29	0,9
3	29	29	0,9
4	29	30	0,9
5	29	30	0,9
6	29	30	0,9
7	29	30	0,9
8	29	30	0,9
9	29	30	0,9
10	29	30	0,9
11	29	30	0,9
12	29	30	0,9
13	29	30	0,9
14	29	29	0,9
15	30	31	0,9
16	29	31	0,9
17	29	30	0,9
18	29	30	0,9
19	29	30	0,9
20	29	30	0,9
21	29	30	0,9
22	29	30	0,9
23	29	30	0,9
24	29	29	0,9
25	29	30	0,9

Variations du débit du perméat durant le temps d'expérimentation à différents TRH dans le bioréacteur (1) (Fig. 10, 11, 12 et 13)

Temps d'exp.	TRH=1j	Temps d'exp.	TRH=2j	Temps d'exp.	TRH=3j	Temps d'exp.	TRH=4j
1	30	1	15	1	10	1	7,6
2	32	2	15,3	2	10	2	7,9
3	29	3	14,8	3	10	3	7,5
4	30	4	15	4	14	4	7,5
5	30	5	15,2	5	9,4	5	7,5
6	30	6	15	6	11	6	7,8
7	29	7	15,4	7	10	7	7,4
8	29,5	8	15	8	10	8	7,6
9	30	9	15	9	10	9	7,3
10	30,5	10	15,6	10	9,5	10	7,4
11	30	11	15,2	11	9,6	11	7,4
12	30	12	15	12	8,9	12	7,5
13	30	13	14,6	13	10,2	13	7,6
14	28	14	15,7	14	10,2	14	7,8
15	30,1	15	15,4	15	10,1	15	7,2
16	27,2	16	15	16	10,1	16	7,4
17	27,4	17	15,5	17	10	17	7,6
18	25,3	18	15,1	18	9,7	18	7,6
19	26,6	19	14,6	19	11	19	7,7
20	26,1	20	14,7	20	10	20	7,4
21	24	21	14,8	21	10,4	21	7,4
22	22	22	14,3	22	9,6	22	7,6
23	20	23	14,7	23	9,6	23	7,4
24	21	24	14,2	24	10	24	7,4
25	22	25	14,1	25	8	25	7,5
26	21	26	15	26	10,1	26	7,4
27	20	27	14,8	27	9,5	27	7,5
28	21	28	13,9	28	7,9	28	7,3
29	23	29	14,1	29	7,5	29	7,2
30	21	30	13,5	30	6,9	30	7

Variations du débit du perméat durant le temps d'expérimentation à différents temps de rétention hydraulique (TRH) dans le bioréacteur (2) (Fig. 14 et 15)

Temps d'exp.	TRH (J)	Débit du perméat (l/j)	Temps d'exp.	TRH (J)	Débit du perméat (l/j)
1	3	9,8	1	4	7,5
2	3	10,1	2	4	7,5
3	3	10,1	3	4	7,6
4	3	9,7	4	4	7,6
5	3	10	5	4	7,4
6	3	9,9	6	4	7,6
7	3	9,9	7	4	7,5
8	3	10	8	4	7,7
9	3	10,1	9	4	7,5
10	3	10,2	10	4	7,4
11	3	10,2	11	4	7,4
12	3	10,1	12	4	7,5
13	3	9,8	13	4	7,4
14	3	9,9	14	4	7,5
15	3	10	15	4	7,5
16	3	10	16	4	7,6
17	3	10,2	17	4	7,6
18	3	9,7	18	4	7,5
19	3	10,2	19	4	7,4
20	3	10,2	20	4	7,5
21	3	10	21	4	7,5
22	3	10,1	22	4	7,4
23	3	10,2	23	4	7,4
24	3	9,9	24	4	7,2
25	3	9,9	25	4	7,3
26	3	10,3	26	4	7,1
27	3	9,9	27	4	7,5
28	3	10,1	28	4	7,2
29	3	9,9	29	4	7,6
30	3	10,2	30	4	7,1

Variations du débit du perméat durant le temps d'expérimentation à différents temps de rétention hydraulique (TRH) dans le bioréacteur (2) (Fig. 16 et 17)

Temps d'exp.	TRH (J)	Débit du perméat (l/j)	Temps d'exp.	TRH (J)	Débit du perméat (l/j)
1	1	30,1	1	2	15,1
2	1	30	2	2	15,2
3	1	30,4	3	2	14,8
4	1	29,8	4	2	14,9
5	1	29,7	5	2	15,3
6	1	29,9	6	2	14,5
7	1	29,9	7	2	14,8
8	1	30	8	2	15,3
9	1	30,1	9	2	15,8
10	1	30,2	10	2	16,2
11	1	29,8	11	2	15,2
12	1	30,6	12	2	15,3
13	1	28,7	13	2	14,8
14	1	30,8	14	2	15,3
15	1	30,4	15	2	15
16	1	30,2	16	2	15
17	1	29,9	17	2	15,1
18	1	30,2	18	2	15,6
19	1	30,1	19	2	14,8
20	1	29,9	20	2	15,2
21	1	29,8	21	2	14,9
22	1	30,2	22	2	14,7
23	1	30	23	2	14,9
24	1	30,1	24	2	15,2
25	1	30,1	25	2	15,1
26	1	30,1	26	2	15
27	1	30	27	2	15
28	1	29,8	28	2	14,9
29	1	30	29	2	14,8
30	1	30,3	30	2	14,9

Répartition des concentrations des solides totaux dans les bioréacteurs (1) et (2) (Fig. 18)

Temps d'expérimentation (j)	S T du bioréacteur (2) (g/l)	S T du bioréacteur (1) (g/l)
0	17	20
1	15,5	17
3	12	20
5	15	17
7	18	16
9	15	22
11	32	20
13	14,2	24
15	26	12
17	18,2	23,1
19	21,3	24
21	19,2	23
23	26	25
25	36	27
27	35	29,2
29	22	29
31	35	27
33	36	31
35	34,8	32
37	42	32
39	37	33,5
41	37	41
43	39	33
45	42	12
47	40	35
49	46	35,6
51	44	30
53	42,8	34
55	46	36
57	46	35,6
59	47	38
61	40	38
63	48,5	39
65	51,2	41,2
67	52	40,5
69	51,8	42
71	44	35
73	50,5	39
75	51	44
77	50,1	46
79	53	43
81	51	42
83	50,5	45
85	52	43
87	49	41
89	51	42

Évolution des solides dissous de l'effluent et du perméat dans le bioréacteur # 1 (Fig. 19)

Jours d'expérimentation (J)	SD de l'effluent (mg/l)	SD perméat (mg/l)	Réd. en SD (%)
1	13562	9900	27
2	15453	12207	21
3	14232	11670	18
4			
5	11980	7942	32
6			
7	11450	8129	29
9	14650	9083	38
10			
11	13240	7282	45
12			
13	14511	6530	55
14			
15	10879	5004	64
16			
17	11211	6838	39
18			
19	14222	5546	61
20			
21	15210	6388	58
22			
23	14554	5239	64
24			
25	16210	9239	43
26			
27	11899	5112	57
28			
29	14275	8422	41
30			
31	14655	7913	46
32			
33	12708	5337	58
34			
35	14009	7424	47
36			
37	16903	8113	42
38			
39	14612	7013	52
41			
42	13022	5990	54
44			
45	13088	6282	52
48	14261	8128	43
53	14688	8225	44
56			
58	11917	7150	40
59			
63	13666	6013	56
64			

Évolution des concentrations en solides dissous de la liqueur mixte du bioréacteur (2) et de son perméat en fonction du temps (Fig. 20)

Jours d'expérimentation	SD de LM (mg/l)	SD perméat (mg/l)	Réd. en SD (%)
1	14512	9142	37
2	13247	9140	31
3	13645	10370	24
4			
5	14478	10713	26
6			
7	13690	10815	21
8			
9	12457	8346	33
10			
11	15123	9376	38
12			
13	12999	8969	31
14			
15	13425	7383	45
16			
17	12451	6723	46
18			
19	13221	6081	54
20			
21	14356	5886	59
22			
23	12345	4814	61
24			
25	14654	7034	52
26			
27	13740	6732	51
28			
29	11356	6246	45
30			
31	13684	8073	41
33	12461	5856	53
34			
35	12478	6239	50
36			
37	14550	9312	36
39	14058	7872	44
41			
42	13850	6509	53
45	12603	6679	47
46			
48	13804	7592	45
52			
53	13601	8704	36
54			
58	12740	4331	66
63	12654	5568	56

Évolution de la DBO5 au cours du temps dans le bioréacteur (2) (Fig. 21)

Jours d'essais	DBO effluent (mg/L)	DBO permeat (mg/L)	Réduction (%)	Jours d'essais	DBO effluent (mg/L)	DBO permeat (mg/L)	Réduction (%)
1	3404	817	76	52	4670	93	98
3	4003	1441	64	54	4675	140	97
5	3627	798	78	56	4319		100
7	5092	2749	46	58	4946	198	96
10	4226	1183	72	60	5511	992	82
12	4735	568	88	62	5754	1496	74
14	5727	1317	77	64	3764	263	93
16	6972	70	99	66	4659		100
18	4061	244	94	68	4682	140	97
20	4714	235	95	70	5073	253	95
22	4064	122	97	72	5535	1107	80
24	5504	110	98	74	4524	497	89
26	4873	341	93	76	5262	315	94
28	3405	136	96	77			
29				78	4636	371	92
30	5654	169	97	79			
31				80	4723	142	97
32	6291	1384	78	81			
33				82	5935	297	95
34	5985	1436	76	83			
35				84	7253	2321	68
36	5030	654	73	85			
37				86	6543	2617	60
38	5202	13	100	87			
39				88	5545	721	87
40	4944	247	95	89			
42	5538	609	89	90	5990	119	98
44	5443	55	99	91			
46	5905	354	94	92	4922		100
48	5134	719	86	93			
50	5041	353	93	94	4872	390	93

Variations de la DCO en fonction du temps lors de l'utilisation du bioréacteur (1) (Fig. 22)

Jours d'essais	DCO effluent (mg/l)	DCO perméat (mg/l)	Réduction DCO (%)
1	15123	7206	52
2	14582	6518	55
3	15425	7710	50
4	13245	6790	49
5	14521	6949	52
6	14210	6759	52
7	15241	7470	51
8	12415	6789	45
9	14251	6519	54
10	11245	6204	45
11	15214	6649	56
12	13021	6200	52
13	14114	6766	52
14	12451	5519	56
15	16452	7650	53
16	14304	5944	58
17	14305	5700	60
18	12694	5309	58
19	12684	4211	67
20	13100	4409	66
21	13990	4499	68
22	12501	4221	66
23	14024	4193	70
24	10370	3460	67
25	12735	3660	71
26	15023	3973	73
27	11997	3512	71
28	12990	3604	72
29	12609	3555	74,9
30	12098	3361	72

Variations de la DCO, en fonction du temps lors du traitement de l'effluent # 2 par le bioréacteur (2) (Fig. 23)

Jours d'essais	DCO effluent (mg/l)	DCO perméat (mg/l)	DCOe-DCOp (mg/l)	Réduction DCO (%)
1	8105	4700,9	3404,1	42
3	8896	4892,8	4003,2	45
5	8435	4301,85	4133,15	49
7	11315	5544,35	5770,65	51
9	10309	4845,23	5463,77	53
11	11838	5445,48	6392,52	54
13	12450	5478	6972	56
15	16600	6495	8466	61
17	9445	3778	5667	60
19	10030	4212,6	5817,4	58
21	9676	4063,92	5612,08	58
23	12232	5382,08	6849,92	56
25	11604	5105,76	6498,24	58
27	12920	5297,2	7622,8	59
29	13792	5516,8	8275,2	60
31	13676	5196,88	8479,12	62
33	13301	4788,36	8512,64	64
35	12268	4048,44	8219,56	67
37	12386	3591,94	8794,06	71
39	11498	3564,38	7933,62	69
41	13186	3560,22	9625,78	73
43	12658	2658,18	9999,82	69
45	12837	5377,32	9559,68	64
47	11409	3080,43	8328,57	73
49	12003	3120,78	8882,22	74
51	11120	2335,2	8784,8	79
53	10688	2137,6	8550,4	80
55	11076	1772,16	9303,84	84
57	11207	2017,26	9189,74	82
59	13123	2755,83	10367,17	79
61	12243	2448,6	9794,4	80
63	9409	1317,26	8091,74	86
65	10836	1733,76	9102,24	84
67	10642	1702,12	8939,88	84
69	11029	1874,93	9154,07	83
71	12872	2831,84	10040,16	78
73	11033	2096,27	8936,73	81
75	11197	2445,34	8751,66	78
77	11889	2734,47	9154,53	77
79	12430	2983,2	9446,8	76
81	13802	3271	10531	76
83	15768	3970	11798	75
85	15579	4180	11399	73
87	12602	3528,56	9073,44	72
89	13615	3676,05	9938,95	73
91	12004	2640,88	9363,12	78
93	12178	1948,48	9134,16	84

Variations des concentrations en N-NH4 dans l'effluent # 1 et le perméat en fonction du temps dans le bioréacteur (2) (Fig. 24)

Jours d'expérimentation	N-NH4 effluent (mg/l)	N-NH4 perméat (mg/l)
4	48,6	70,2
5		
6		
7	35	102,5
8		
9		
10	29,8	40,6
11		
12		
13	30,3	142,3
14		
15		
16	30,9	123,8
17		
18		
19	89,7	120,4
20		
21		
22	99,3	167,9
23		
24		
25	24,1	122,3
26		
27		
28	45,2	156,8
29		
30		
31	72,8	54,7
32		
33		
34	65,7	42,6
35		
36		
37	36,4	68,1
38		
39		
40	62,3	46,9
41		
42		
43	47,1	55,7
44		
45		
46	52,4	86

Variations des concentrations en N-NH4 dans l'effluent # 1 et le perméat en fonction du temps dans le bioréacteur (2) (Fig. 24) (suite)

Jours d'expérimentation	N-NH4 effluent (mg/l)	N-NH4 perméat (mg/l)
49	40,9	33,7
50		
51		
52	38,1	68,3
53		
54		
55	56,6	33,6
56		
57		
58	29,8	42,6
59		
60		
61	55,7	38,7
62		
63		
64	41,4	41,3
65		
66		
67	64,2	35,3
68		
69		
70	33,1	49,9
71		
72		
73	28,7	26,9
74		
75		
76	43,9	25,1
77		
78		
79	53,6	32,7
80		
81		
82	37,1	39,7
83		
84		
85	40,9	37,4
86		
87		
88	102,6	55,4
89		
90		
91	49	40,6
92		
93		
94	40,3	38,4

Évolutions des concentrations en O-PO4 dans l'effluent # 1 et le perméat du bioréacteur (1) en fonction du temps (Fig. 25)

Jours d'expérimentation	**Bioréacteur (1)**		**Bioréacteur (2)**	
	O-PO4 effluent (mg/l)	O-PO4 permeat (mg/l)	O-PO4 effluent (mg/l)	O-PO4 permeat (mg/l)
61	5,1	15	3	5,4
62				
64	3	9,8	3,1	4,6
65				
67	4,2	6,7	3,5	5,1
68				
70	4,9	12,4	2,9	3,4
71				
73	4	6,5	2,2	6,7
74				
76	1,4	6,5	3,4	3,9
77				
79	2,2	9,4	4,4	4,2
80				
82	1,6	3,9	1,9	3,2
83				
85	2,4	25,6	3,5	4,6
86				
88	3,7	19	3,6	3,8
89				
91	3,3	13,5	3,4	6,1
92				
94	3,1	2,4	2,8	5,1
95				
97	2,4	6,6	1,2	8,8
98				
100	3,9	8,7	3,2	3,9
101				
103	3,2	5,5	3,1	2,4
104				
106	2,4	13,3	6,2	4,5
107				
109	4,1	18,6	5,5	15,6
112	3,9	13,4	4,7	2,1
113				
115	3,2	6,5	3,7	5,5
116				
118	2,5	8,1	2,8	4,6

Évolutions des concentrations en O-PO4 dans l'effluent # 1 et le perméat du bioréacteur (2) en fonction du temps (Fig. 26)

Jours d'expérimentation	**Bioréacteur (1)**		**Bioréacteur (2)**	
	O-PO4 effluent (mg/l)	O-PO4 perméat (mg/l)	O-PO4 effluent (mg/l)	O-PO4 perméat (mg/l)
4	2,8	15,5	3,8	35
5				
7	4,4	32,6	3,1	51,2
8				
10	7,1	32,8	2,3	32,8
11				
13	3,6	38,2	1	33,4
14				
16	2,9	22	2,4	35,5
17				
19	3,4	32,5	3,4	26,1
20				
22	6,4	31,6	2,8	31,6
23				
25	3,1	35,5	3,3	48,2
26				
28	2,5	39,2	12,5	46,7
29				
31	3,7	31,2	2,9	33,7
32				
34	6,6	25,1	3,7	30,4
35				
37	1,9	14	2,8	9,6
38				
40	2,4	9,6	13,7	29,1
41				
43	3,5	18,8	5,6	55,8
44				
46	3,3	25,2	3,4	15,3
47				
49	4,1	24,6	2,9	8,4
50				
52	8,2	11,2	0,9	6,4
53				
55	3,2	12,6	2,6	3,1
56				
58	3,4	22,3	2,7	1,8

Évolution des concentrations en OD dans les deux bioréacteurs (1) et (2) en fonction du temps sur (E-1) (Fig. 27)

Jours d'essais	O.D. Bioréacteur (1) mg/l	O.D. Bioréacteur (2) mg/l	Jours d'essais	O.D. Bioréacteur (1) mg/l	O.D. Bioréacteur (2) mg/l
1	0,5	2,1	31	2,1	2,9
2	0,8	2,3	32	0,9	2,4
3	1,2	3,3	33	1,4	2,8
4	0,9	2,5	34	1,4	3,1
5	2,3	2,6	35	1,9	2,1
6	1,2	2,6	36	2,7	3,1
7	1,4	3,2	37	3	1,6
8	0,8	3,5	38	2,5	2,2
9	0,5	2,9	39	2,5	2
10	0,3	2,1	40	4,5	2,7
11	2,1	3,4	41	2,1	2,1
12	2,3	2,5	42	0,9	3,1
13	2,2	3,4	43	3,5	2,1
14	0,8	2,4	44	2,1	2,8
15	0,9	2,3	45	2,3	2,6
16	1,5	2,7	46	0,5	3,4
17	1,5	3,5	47	0,9	3,4
18	2,3	2,1	48	1,1	2,8
19	2,4	2,4	49	1,3	2,9
20	2,1	2,8	50	1,3	3,5
21	1,6	3,4	51	3,2	3,4
22	1,9	2,3	52	2,9	2,6
23	2,4	2,9	53	2,3	3,5
24	0,8	3,6	54	2,5	2,1
25	1,6	2,8	55	0,9	3,6
26	1,5	2,7	56	1,4	4,6
27	1,9	2,1	57	0,7	3,2
28	2	1,5	58	0,9	3
29	2,3	2,6	59	2,9	2,9
30	2,4	3,3	60	2,2	3,5

Production des boues (PB) dans les deux bioréacteurs (1) et (2) en fonction du temps (Fig. 28)

Jours d'essais	PB bioréacteur (1) g MES enlevée/g DBO enlevée	PB bioréacteur (2) g MES enlevée/g DBO enlevée
1	0,096	0,063
5	0,1	0,091
10	0,06	0,12
15	0,13	0,09
20	0,086	0,2
25	0,2	0,09
30	0,2	0,1
36	0,098	0,3
41	0,085	0,09
47	0,09	0,1
54	0,08	0,2
60	0,07	0,1
66	0,1	0,1
72	0,082	0,21
79	0,075	0,19
87	0,078	0,2
95	0,08	0,15
103	0,09	0,2
109	0,2	0,6
114	0,07	0,2
119	0,094	0,097

Évolution des concentrations en solides totaux de la liqueur mixte et du perméat en fonction du temps (Fig. 29)

Jours d'essais	ST liqueur mixte (g/l)	ST (g/l) perméat (g/l)	Jours d'essais	ST liqueur mixte (g/l)	ST (g/l) perméat (g/l)
1	20	3,5	54	50	7
3	30	5	56	59	9
5	25	5	58	58	6
7	17	4	60	55	8
9	19	7	62	56	8
11	13	4	64	61	9
13	19	3,5	66	56	9
15	18	3	68	58	9
17	15	3,5	70	45	7
19	20	2,5	72	54	8
21	10	2	74	57	31
23	13	2	76	62	23
25	22	3	78	53	10
27	16	3,5	80	58	8
29	22	3,5	82	58	9
31	31	3,5	84	60	9
33	36	4	86	56	10
35	24	2	88		
37	32	3,5	90		
39	30	3	92		
41	41	3	94		
43	53	5	96		
45	48	6	98		
47	31	7	100		
49	63	5	102		
52	58	9	104		

Évolution des MES dans la liqueur mixte lors du traitement de l'effluent # 2 et de son perméat en fonction du temps (Fig. 30)

Jours d'essais	MES Liqueur mixte (g/l)	Jours d'essais	MES Liqueur mixte (g/l)
1	15	37	28
3	22	39	27
5	20	41	35
7	14	43	39
9	14	45	40
11	10	47	41
13	15	49	49
15	16	52	42
17	12	54	43
19	14	56	48
21	8	58	45
23	9	60	42
25	13	62	42
27	10	64	49
29	18	66	46
31	25	68	45
33	27	70	37
35	21	72	47
		74	

Évolution de l'oxygène dissout dans le bioréacteur (2) en fonction du temps (Fig. 31)

Jours d'essais	O.D. Bioréacteur (2) (mg/l)	Jours d'essais	O.D. Bioréacteur (2) (mg/l)
1	1,5	40	4,5
2	2	41	2,1
3	2,2	42	6,8
4	1,9	43	3,5
5	1,8	44	2,1
6	2,4	45	6,2
7	2	46	2,4
8	2,4	47	2,9
9	5,1	48	3,5
10	3,4	49	2,1
11	1,5	50	1,9
12	6,2	51	3,2
13	4,4	52	2,9
14	2,1	53	2,3
15	4,2	54	2,5
16	3,9	55	6
17	1,6	56	4,9
18	2,4	57	2,9
19	2,4	58	3,4
20	2,1	59	1,5
21	1,6	60	2,2
22	1,9		
23	3,6		
24	7,1		
25	2,5		
26	3,6		
27	6,6		
28	2		
29	0,3		
30	4,4		
31	2,1		
32	3,7		
33	1,9		
34	3,4		
35	3,9		
36	1,8		
37	0,4		
38	2,5		
39	2,5		

Évolution des concentrations en DBO5 de l'effluent # 2 et de son perméat (Fig. 32)

Jours d'essais	DBO effluent (mg/l)	DBO permeat (mg/l)	Réduction (%)
1	2654	663	75
3	2865	544	81
5	3021	483	84
7	2457	344	86
10	3001	330	89
12	2897	319	89
14	2647	609	77
16	3245	876	73
18	3104	496	84
20	3312	662	80
22	2883	404	86
24	2273	318	86
26	2497	834	67
28	2657	544	80
30	3498	1049	70
32	3154	568	82
34	4265	1023	76
36	3119	655	79
38	2864	401	86
40	2547	306	88
42	3281	361	89
44	2932	704	76
46	2678	563	79
48	3720	521	86
50	3502	595	83
52	3498	525	85
54	3426	891	74
56	3081	863	72
58	2689	566	79
60	3219	579	82
62	4693	1220	74
64	3245	162	95
66	4659	792	83
68	2943	441	85
70	3426	685	80
72	4005	681	83
74	3194	351	89
76	2867	602	79
78	2519	403	84
80	3519	422	88
82	3009	391	87
84	2977	833	72
86	3648	1057	71
88	3342	468	86
90	3601	612	83
92	2808	393	86
94	3022	332	89

Évolution des concentrations en DCO de l'effluents # 2 et de son perméat (Fig. 33)

Jours d'essais	DCO effluent (mg/l)	DCO perméat (mg/l)	Réduction (%)
1	8547	2906	65
5	10040	5823	42
7	9624	3272	66
10	10345	4448	57
12	7009	2242	68
14	8245	2886	65
16	9244	3420	63
18	7005	2031	71
20	10050	3316	67
22	9288	2786	70
24	8901	2492	72
26	10043	3314	67
28	7534	2109	72
30	7360	2650	64
32	7909	2294	71
34	9113	4647	49
36	8277	2649	68
38	9404	3103	67
40	8032	2410	70
42	10066	3825	62
44	7500	2625	65
46	8612	2325	73
48	11629	3605	69
50	7637	1909	75
52	7890	1736	78
54	8670	1560	82
56	10429	3337	68
58	7689	2307	70
60	8999	2430	73
62	7500	1650	78
64	10022	3608	64
66	8601	3010	65
68	12042	5178	57
70	9911	4063	59
72	8637	3282	62
74	16300	8802	46
76	9343	4485	52
78	10611	4881	54
80	9104	4279	53
82	11303	4860	57
84	7741	2864	63
86	9214	3041	67
88	10009	3503	65
90	7624	3126	59
92	8049	2978	63
94	9194	2850	69

Production des boues lors du traitement de l'effluent # 2
(Fig. 34)

Jours d'essais	Production de boues g MES enlevée/g DBO enlevée
1	0,096
5	0,1
10	0,06
15	0,13
20	0,086
25	0,2
30	0,2
36	0,098
41	0,085
47	0,09
54	0,08
60	0,07
66	0,1
72	0,082
79	0,075
87	0,078
95	0,08
103	0,09
109	0,2
114	0,07
119	0,094

RÉSULTATS DE L'ANALYSE DES MÉTAUX (externes)

Mois	Date	Jour (no)	Source	Al (mg/L)	Ca (mg/L)	Cu (mg/L)	Cr (mg/L)	Fe (mg/L)	K (mg/L)	Mg (mg/L)
Février	1	19	Aliment.	<1	18	0,26	<0.02	1,0	33	6,2
			Effluent	<1	18	0,05	<0.02	1,0	28	7,8
	10	28	Aliment.	<1	18	<0.025	<0.02	1,3	33	7,8
			Effluent	<1	17	<0.025	<0.02	2,3	29	8,2
	17	35	Aliment.	<1	38	0,16	<0.02	0,8	71	18
			Effluent	<1	23	<0.025	<0.02	2,0	58	13
	24	42	Aliment.	<1	38	0,26	<0.02	0,9	69	18
			Effluent	<1	17	<0.025	<0.02	1,1	75	14
Mars	3	49	Aliment.	<1	38	0,09	<0.02	0,8	67	18
			Effluent	<1	28	<0.025	<0.02	1,0	75	20
	10	56	Aliment.	<1	33	0,05	<0.02	<0.3	87	20
			Effluent	<1	37	0,23	<0.02	0,9	108	23
	17	63	Aliment.	<1	37	<0.025	<0.02	0,5	57	17
			Effluent	<1	52	<0.025	<0.02	0,6	84	17
	24	70	Aliment.	<1	56	0,06	<0.02	1,1	125	32
			Effluent	<1	52	0,06	<0.02	1,0	115	19
	31	77	Aliment.	<1	58	0,76	<0.02	0,7	117	26
			Effluent	<1	61	<0.025	<0.02	1,9	131	24
Avril	7	84	Aliment.	<1	57	0,62	<0.02	0,5	117	24
			Effluent	<1	68	0,35	<0.02	1,5	129	25
	14	91	Aliment.	<1	84	0,04	<0.02	1,1	161	31
			Effluent	<1	72	<0.025	<0.02	0,7	158	31
	21	98	Aliment.	<1	81	0,08	<0.02	0,6	160	30
			Effluent	<1	76	<0.025	<0.02	0,7	178	30
	28	105	Aliment.		83	0,15	<0.02	1,0	110	23
			Effluent		62	0,04	<0.02	0,3	129	20
Mai	5	112	Aliment.		60	0,13	<0.02	0,8	108	22
			Effluent		67	0,06	<0.02	0,3	127	22
	12	119	Aliment.		33	0,08	<0.02	1,4	137	23
			Effluent		76	0,1	<0.02	0,7	149	23
	18	126	Aliment.		63	0,1	<0.02	0,7	138	19
			Effluent		67	0,06	<0.02	0,8	130	24
	26	133	Aliment.		75	0,06	<0.02	0,5	129	22
			Effluent		66	0,06	<0.02	0,6	150	22

RÉSULTATS DE L'ANALYSE DES MÉTAUX (externes) (suite)

Mois	Date	Jour (no)	Source	Mn (mg/L)	Na (mg/L)	Ni (mg/L)	Pb (mg/L)	Si (mg/L)	Zn (mg/L)
Février	1	19	Aliment.	9,0	1200	0,16	<0.5	149	0,78
			Effluent	11,0	1313	0,15	<0.5	81	0,38
	10	28	Aliment.	9,2	1438	0,12	<0.5	130	0,91
			Effluent	10,0	1313	0,09	<0.5	82	0,07
	17	35	Aliment.	4,1	1040	0,09	<0.5	73	1,60
			Effluent	6,2	1027	0,09	<0.5	78	0,53
	24	42	Aliment.	3,2	980	0,09	<0.5	71	1,80
			Effluent	4,5	1107	0,15	<0.5	81	0,83
Mars	3	49	Aliment.	2,9	997	<0.05	<0.5	71	1,80
			Effluent	3,7	1040	0,15	<0.5	88	0,68
	10	56	Aliment.	11,0	2093	0,29	<0.5	72	0,74
			Effluent	12,0	2453	0,19	<0.5	88	0,68
	17	63	Aliment.	2,5	1160	0,16	<0.5	157	0,27
			Effluent	6,8	1628	0,23	93	93	0,81
	24	70	Aliment.	9,7	2530	0,33	<0.5	110	1,50
			Effluent	8,1	1808	0,26	<0.5	100	0,74
	31	77	Aliment.	8,4	1680	0,30	<0.5	86	0,71
			Effluent	9,3	1771	0,36	<0.5	92	0,52
Avril	7	84	Aliment.	8,5	1650	0,30	<0.5	89	0,59
			Effluent	8,5	1855	0,33	<0.5	97	2,60
	14	91	Aliment.	11,0	1420	0,23	<0.5	130	1,50
			Effluent	9,3	1491	0,26	<0.5	98	0,39
	21	98	Aliment.	12,0	1470	0,23	<0.5	130	1,60
			Effluent	11,0	1686	0,30	<0.5	97	0,63
	28	105	Aliment.	2,5	815	0,10	<0.5		2,40
			Effluent	4,4	1027	0,07	<0.5		0,60
Mai	5	112	Aliment.	2,5	734	0,07	<0.5		2,40
			Effluent	3,5	921	0,07	<0.5		0,80
	12	119	Aliment.	9,3	1678	0,22	<0.5		0,90
			Effluent	7,7	1684	0,16	<0.5		0,60
	18	126	Aliment.	8,8	1684	0,19	<0.5		0,80
			Effluent	9,5	1516	0,19	<0.5		0,90
	26	133	Aliment.	10,0	1629	0,19	<0.5		0,80
			Effluent	10,0	1587	0,19	<0.5		0,50

Résultats (externes) des analyses des acides résiniques et acides gras (ug/L)

		Mois de février			
		2	10	17	24
		Journée d'essai en laboratoire			
Acid name	**Portion**	**20**	**28**	**35**	**42**
T-RFA	Aliment.	97000	24037	40844	31781
	Boue (L)			46489	31079
	Boue			63776	92833
	Perméat	778	10154	22820	969
Lauric acid	Aliment.	191	21	189	150
	Boue (L)			184	256
	Boue			1340	192
	Perméat	79	12	88	178
Myristic acid	Aliment.	245	21	208	230
	Boue (L)			167	342
	Boue			560	1408
	Perméat	45	4	58	17
Pentadecanoic acid	Aliment.	153	59	207	499
	Boue (L)			128	257
	Boue			1291	535
	Perméat	25	8	232	70
Palmitic acid	Aliment.	431	136	2467	2974
	Boue (L)			459	1898
	Boue			6335	12260
	Perméat	95	22	296	148
Heptadecanoic acid	Aliment.	642	589	258	230
	Boue (L)			287	358
	Boue			1861	1324
	Perméat	29	247	341	197
Linolenic acid	Aliment.	4221	1481	696	514
	Boue (L)			359	1730
	Boue			4373	463
	Perméat	56	48	179	44

Résultats (externes) des analyses des acides résiniques et acides gras (ug/L) (suite)

		Mois de février			
		2	10	17	24
		Journée d'essai en laboratoire			
Acid name	**Portion**	**20**	**28**	**35**	**42**
Linoleic acid	Aliment.	2351	206	18210	14779
	Boue (L)			446	11963
	Boue			20778	41645
	Perméat	33	30	86	243
Oleic acid	Aliment.	1216	63	2902	2086
	Boue (L)			1009	1475
	Boue			5281	3853
	Perméat	34	9	155	237
Stearic acid	Aliment.	236	324	299	315
	Boue (L)			697	315
	Boue			6621	4817
	Perméat	61	34	137	186
Pimaric acid	Aliment.	4154	1027	1061	725
	Boue (L)			1545	1054
	Boue			2303	1671
	Perméat	58	397	362	364
Sandaracopimaric acid	Aliment.	4033	854	591	517
	Boue (L)			735	414
	Boue			1167	3129
	Perméat	29	199	121	173
Isopimaric acid	Aliment.	8956	1201	2241	1542
	Boue (L)			5154	3107
	Boue			2841	8210
	Perméat	58	1095	1321	964
Levopimaric acid	Aliment.	17364	3306	3736	2122
Palistric acid	Boue (L)			4240	1046
	Boue			2169	4646
	Perméat	73	255	2676	760

Résultats (externes) des analyses des acides résiniques et acides gras (ug/L) (suite)

		Mois de février			
		2	10	17	24
		Journée d'essai en laboratoire			
Acid name	**Portion**	**20**	**28**	**35**	**42**
Dehydroabietic acid	Aliment.	23492	7009	4759	2886
	Boue (L)			15660	3560
	Boue			2526	3333
	Perméat	14	1151	11424	4649
Abietic acid	Aliment.	23293	5537	5131	2885
	Boue (L)			12636	2628
	Boue			3153	3522
	Perméat	98	5116	4256	1055
Neoabietic acid	Aliment.	4291	2204	919	600
	Boue (L)			2782	676
	Boue			1179	622
	Perméat	18	1823	1085	382
Tricosanoic acid	Aliment.	2633	2424	2349	259
	Boue (L)			2915	2619
	Boue			5410	6461
	Perméat	2900	2773	2337	2265