

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

MODÉLISATION TECHNIQUE ET ÉCONOMIQUE D'UN RÉACTEUR DE
BIOSÉCHAGE DISCONTINU

GENEVIÈVE ROY
DÉPARTEMENT DE GÉNIE CHIMIQUE
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION
DU DIPLÔME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES
(GÉNIE CHIMIQUE)
DÉCEMBRE 2005



Library and
Archives Canada

Bibliothèque et
Archives Canada

Published Heritage
Branch

Direction du
Patrimoine de l'édition

395 Wellington Street
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

395, rue Wellington
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

Your file Votre référence

ISBN: 978-0-494-16850-9

Our file Notre référence

ISBN: 978-0-494-16850-9

NOTICE:

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

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

AVIS:

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

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

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

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

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

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


Canada

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé:

MODÉLISATION TECHNIQUE ET ÉCONOMIQUE D'UN RÉACTEUR DE
BIOSÉCHAGE DISCONTINU

présenté par: ROY Geneviève

en vue de l'obtention du diplôme de: Maîtrise ès sciences appliquées

a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de:

M. SAMSON Réjean, Ph.D., président

M. STUART Paul, Ph.D., membre et directeur de recherche

M. KUDRA Tadeusz, Ph.D., membre

DÉDICACE

Ce projet est dédié à mes parents, Mme Ginette Masson et M. Steven Roy, pour l'importance qu'ils ont toujours accordée à l'apprentissage et à cette valeur qu'ils ont su véhiculer et encourager. Merci.

REMERCIEMENTS

J'aimerais remercier le superviseur de ce projet, Paul Stuart, professeur titulaire de la Chaire CRSNG en Génie de conception environnementale, pour ses contributions, pour son optimisme inébranlable, et pour l'incitation qu'il a su accorder au dépassement de soi dans le contexte d'un tel projet.

J'aimerais remercier Bio-Déshydratation Solution Inc. pour leur support financier et Marc-Antoine Pelletier, président, pour cette opportunité. Un merci particulier à Simon Jasmin, directeur de recherche chez Bio-Déshydratation Solution, pour ses contributions et sa disponibilité.

Merci à Marc Lamontagne pour m'avoir été un fidèle allié et sans qui le projet n'aurait pu être mené à terme.

Merci à tous les "pelleteurs" qui ont travaillé avec bonne humeur: Antoine Fradette, André Larose, Milan Korbel, Laura Gallacher, Martin Gendron et Sharham Navaee-Ardeh.

Merci à Agnès Dévarieux-Martin, administratrice de la chaire CRSNG, pour son support administratif irréfutable. Un merci particulier aux étudiants de la chaire, un groupe dynamique, pour leur support, leur complicité et leur amitié qui m'est chère.

Finalement, j'aimerais remercier Martin Gendron, une personne tout à fait exceptionnelle, pour son écoute et son support infatigable.

RÉSUMÉ

La combustion des boues est une option de disposition des boues intéressante pour l'industrie papetière étant donné les avantages de cette méthode. La réduction des coûts d'opération reliés à l'enfouissement (réduction de volume et de gaz à effet de serre), mais surtout la récupération de l'énergie calorifique intrinsèque des boues qui permet une réduction de la consommation de combustibles fossiles entraînant ainsi une diminution de la production des gaz à effet de serre représentent les principaux avantages de cette méthode de disposition. Cependant, le contenu en eau très élevé des boues engendre une faible valeur calorifique qui doit être compensée, lors de la combustion, par des quantités importantes de combustibles fossiles.

Une des solutions envisageables est le séchage des boues par un procédé novateur de séchage biologique (bioséchage). Ce procédé permet de sécher des boues mixtes provenant des usines de pâtes et papiers à des niveaux de siccité permettant leur combustion efficace dans les chaudières de façon économiquement rentable. Le procédé de bioséchage permet d'extraire des quantités significatives d'eau du mélange boues/écorces en utilisant une aération forcée. Le taux d'assèchement est optimisé par la génération de chaleur en provenance de l'activité métabolique exothermique de la masse microbienne aérobie naturellement présente dans les boues secondaires.

Le projet proposé a pour but la modélisation technique et économique du réacteur de bioséchage à l'échelle de laboratoire pour permettre le séchage biologique efficace des boues de pâtes et papiers et permettre leur utilisation comme combustible. Plus spécifiquement, la présente étude vise à identifier les conditions optimales du procédé dans les limites du système expérimental et à vérifier sa rentabilité économique à l'échelle réelle.

La méthode analytique de ce projet est basée sur une série de sept (7) expériences en laboratoire réalisées à l'aide d'un réacteur de 1m^3 , dans lequel des boues (primaires et secondaires) ont été mélangées avec des écorces selon un ratio de 2 :1 (base sèche). Le réacteur comporte deux paires de conduites d'approvisionnement d'air de part et d'autre du réacteur. Des soufflantes assurent l'approvisionnement d'air, et de multiples senseurs localisés dans la matrice poreuse et dans les conduites d'aération assurent la prise de mesure de température, pression, humidité relative et débits d'air. Les concentrations de dioxyde de carbone ont été mesurées dans l'effluent gazeux pour quantifier la perte de carbone attribuable à l'activité microbienne. La perte de masse totale dans le temps a été enregistrée à l'aide de cellules de pesage localisées sous le réacteur. Les protocoles expérimentaux ont été établis pour déterminer l'impact du débit et de l'inversion directionnelle d'air sur l'efficacité du procédé. L'interprétation des résultats a été faite à partir de bilans massiques pour déterminer le taux d'assèchement de la matrice poreuse (pertes d'eau) et pour quantifier le taux de consommation de carbone de la masse microbienne (perte de carbone). Des bilans

des résultats en quantifiant la production de chaleur en provenance de la masse microbienne.

La répétitivité du procédé a été démontrée et il a été déterminé que les variations du procédé sont principalement attribuables aux variations des propriétés initiales des boues. De plus, la non-uniformité de la matrice poreuse est principalement attribuée à la configuration actuelle du réacteur et aux caractéristiques de dispersion d'air (approvisionnement unidirectionnel). Le taux d'assèchement est principalement fonction du débit d'air (capacité du système à extraire l'eau) et de la température de l'effluent gazeux (capacité de l'air à contenir de la vapeur d'eau).

Trois périodes de séchage distinctes ont été identifiées et corrélées aux phases du cycle de croissance de la population microbienne et sont présentées comme suit : 1) la période de taux exponentiel, principalement fonction de l'acclimatation de la masse microbienne, est caractérisée par une augmentation exponentielle du taux d'assèchement, 2) la période de taux déclinant caractérisée par une diminution exponentielle du taux d'assèchement, principalement attribuable au manque de substrat organique/nutriments disponible à la masse microbienne et, 3) la période stable, caractérisée par un taux d'assèchement stable principalement fonction du débit d'air.

La production moyenne d'énergie biologique, pour des temps de traitement de 15 jours, varie entre 23-39 W/kg-DM. Finalement, il a été déterminé qu'avec la configuration

actuelle du réacteur, l'inversion directionnelle d'approvisionnement d'air à intervalles de temps réguliers semble favoriser la biodégradation et non le bioséchage du matériel.

L'analyse économique inclut une évaluation du coût en capital du système et un modèle des coûts d'opération créés sur la base d'hypothèses clés concernant l'opération de la chaudière à biomasse. Le taux de rendement ainsi que le délai de recouvrement ont été calculés pour évaluer la rentabilité économique du projet.

Trois scénarios ont été développés sur la base des conclusions expérimentales et la rentabilité économique du procédé a été évaluée pour chacun d'entre eux. Le premier scénario est le protocole expérimental pour lequel les meilleurs taux d'assèchement ont été mesurés, soit un débit de 16 cfm/m^3 avec l'utilisation d'écorces comme agent structurant. Le deuxième scénario consiste à augmenter le débit d'aération à 32 cfm/m^3 en utilisant des écorces comme agent structurant. Le troisième scénario, avec un débit d'air opérationnel de 32 cfm/m^3 , pose l'hypothèse d'une diminution de la période d'acclimatation lors de l'utilisation de boues traitées comme agent structurant.

L'analyse économique démontre que le niveau de rentabilité du procédé est principalement fonction du débit d'air opérationnel. La rentabilité du procédé utilisant un faible débit est fonction principalement des coûts en capital et de l'économie des coûts reliés aux combustibles fossiles, tandis que la rentabilité du procédé utilisant un débit opérationnel élevé est fonction principalement des coûts d'opération reliés aux

combustibles fossiles. Ensuite, l'analyse démontre que la diminution du temps d'acclimatation par l'utilisation des boues traitées comme agent structurant n'a pas d'effets significatifs sur la rentabilité du système de bioséchage dans sa configuration actuelle. D'autre part, la diminution importante des coûts liés à l'enfouissement n'est pas suffisante pour que l'utilisation du procédé de bioséchage soit une option économiquement rentable. Pour que le procédé de bioséchage soit rentable, il doit y avoir une économie des coûts liés à la consommation de combustibles fossiles.

Finalement, suite à l'optimisation des paramètres de fonctionnement et de conception, le système de bioséchage en configuration discontinue représente un procédé potentiellement rentable pour la combustion efficace et économique des boues de l'industrie papetière canadienne.

ABSTRACT

Combustion is an increasingly attractive sludge disposal option for the advantages it offers, including volume reduction and more particularly, recovery of the calorific value of the sludge, which in turn reduces fossil fuel consumption and green house gas production.

An energy-efficient biodrying process was developed for drying mixtures of sludge and woodwaste to levels that can be efficiently and economically combusted in boilers. The process uses forced aeration to remove moisture from the porous matrix, and the drying rates are enhanced by the exothermic metabolic activity of aerobic microorganisms naturally present in the sludge.

The objective of this study was to technically and economically model a laboratory batch biodrying process. More specifically, this study intended to identify optimal process conditions and to assess the economic viability of the process.

Seven experimental bench scale experiments were completed using a 1-m³ batch reactor. Sludge (primary and secondary) and woodwaste (structural agent) were mixed together in a 2:1 ratio (dry mass) and filled into the reactor. Two sets of conduits were located on either side on the reactor. Blowers were used to inject and extract air from the reactor, and multiple sensors were located throughout the porous matrix and in the

air conduits to measure temperature, pressure, relative humidity, and air flow rates. Load cells were located beneath the reactor to measure mass loss with time. Carbon dioxide concentrations were measured in the outlet to account for carbon loss attributed to microbial activity. Experimental protocols were established to determine the impact of various air flow rates and of air flow directional inversion on the process. The results were interpreted using mass balances that determined the drying rate and carbon loss. Furthermore, energy balances were completed, and the biological heat production from the microbial mass was quantified.

Repeatability of the process was evaluated, and it was determined that process variations were mostly attributable to initial sludge properties. Matrix non-uniformity was mainly related to the batch configuration and to air flow dispersion characteristics (unidirectional air flow). It was determined that the drying rate was mostly a function of the air flow rate (capacity of system to extract water) and of the local outlet air temperature (water-holding capacity of the air).

Three distinct drying periods were identified and correlated to microbial population growth periods. The periods were the following : 1) the exponential rate period, which is mostly a function of the acclimation of the microbial mass, 2) the decline rate period, characterized by a decrease in the drying rate attributed to a lack of organic substrate/nutrient availability and, 3) the stable period, characterized by a stable drying rate, which is mostly a function of the air flow rate.

Energy balances were completed and results showed average biological energy production rates between 23-39 W/kg-DM for 15-day periods. It was determined that for this reactor configuration, air flow inversion favoured biodegradation over biodrying.

The economic analysis included an evaluation of capital costs and modeling of operational costs based on key assumptions concerning boiler operation. The return on investment and payback periods were calculated in order to evaluate the economic viability of the biodrying system.

Three scenarios were developed based on conclusions obtained from laboratory experiments and the economic value of each was assessed. The first scenario was a reflection of the experimental results for which the highest drying rate was obtained, namely for an operational air flow rate of 16 cfm/m³ using bark as a structural agent. The second scenario addressed the use of a higher air flow rate, using 32 cfm/m³ with bark as a structural agent. The third scenario, also with an operational air flow rate of 32 cfm/m³, addressed potential minimization of the acclimation period by using treated sludge as a structural agent.

The economic analysis illustrated that the economic value of the project is mostly a function of the operational air flow rate of the process. At lower air flow rates, the economic viability of the project is a function of capital costs and savings related to

fossil fuel consumption, whereas at higher air flow rates, the economic viability of the project is mostly a function of operational costs related to fossil fuel consumption. The results obtained also illustrate that using treated sludge as a structural agent to minimize the acclimation period of the microorganisms does not have a significant impact on the economic viability of the biodrying system. Furthermore, the reduction of operational costs related to landfilling is not sufficient, and there must be a significant decrease in operational costs related to fossil fuel consumption for the biodrying system to be an economically viable solution to the sludge dewatering problem.

In conclusion, the biodrying process appears to be a promising energy-efficient drying technology that provides a potential solution to the problem surrounding combustion of wet sludge.

TABLE DES MATIÈRES

DÉDICACE		IV
REMERCIEMENTS		V
RÉSUMÉ		VI
ABSTRACT		XI
TABLE DES MATIÈRES		XV
LISTE DES TABLEAUX		XX
LISTE DES FIGURES		XXI
LISTE DES ANNEXES		XXIII
LISTE DES SYMBOLES ET ABRÉVIATIONS		XXIV
CHAPITRE 1 : INTRODUCTION		1
1.1 Problématique		1
1.2 Objectifs		4
CHAPITRE 2 : REVUE DE LITTÉRATURE		6
2.1 Matières résiduelles des usines de pâtes et papiers		6
2.1.1 Résiduels de bois		7
2.1.2 Boues primaires		8
2.1.3 Boues secondaires		9
2.2 Boues papetières		10
2.2.1 Nature des boues		10
2.2.2 Variabilité des boues		11

2.2.3	Valeur calorifique des boues.....	13
2.2.4	Résiduels de la combustion des boues	14
2.3	Disposition des produits résiduels.....	15
2.3.1	Sites d'enfouissement.....	16
2.3.2	Épandage agricole	16
2.3.3	La combustion.....	17
2.4	Technologies de déshydratation des boues	18
2.4.1	Séchage thermique	19
2.4.2	Technologies novatrices de séchage	20
2.5	Séchage	21
2.5.1	Processus de séchage.....	21
2.5.2	Périodes du séchage	22
2.6	Compostage.....	24
2.6.1	Principes fondamentaux	26
2.6.2	Compostage avec et sans séchage	36
2.7	Compostage versus bioséchage.....	38
2.8	Réacteurs autochauffants – Échelle de laboratoire	40
2.9	Étude préliminaire du procédé de bioséchage Bio-Déshydratation Solutions Inc.	41

CHAPITRE 3 : MÉTHODOLOGIE	44
3.1 Méthode Analytique.....	44
3.1.1 Protocoles expérimentaux	44
3.2 Matériels.....	45
3.2.1 Caractérisation et préparation du matériel brut	45
3.2.2 Montage expérimental.....	48
3.2.3 Procédure expérimentale	50
3.2.4 Bilan massique	50
3.2.5 Bilan énergétique	52
CHAPITRE 4 : MODÉLISATION TECHNIQUE DU PROCÉDÉ	
 DISCONTINU DE BIOSÉCHAGE À L'ÉCHELLE DE	
 LABORATOIRE.....	55
4.1 Présentation de l'article.....	55
4.2 Experimentation and Technical Modeling of a Batch Biodrying System.....	56
4.2.1 Abstract	56
4.2.2 Introduction.....	56
4.2.3 Background	57
4.2.4 Experimental procedure	61
4.2.5 Methodology	64
4.2.6 Results and discussion.....	69

4.3	Mass Balance	72
4.3.1	Summary of results	85
4.3.2	Conclusions	86
4.3.3	Acknowledgements	87
4.3.4	References	87
CHAPITRE 5 : MODÉLISATION ÉCONOMIQUE		89
5.1	Étude antérieure	89
5.2	Objectifs	90
5.3	Méthodologie	90
5.4	Modèle économique	91
5.4.1	Description du système à grande échelle	91
5.4.2	Cas de base	92
5.4.3	Scénarios	93
5.4.4	Coût en capital	95
5.4.5	Coûts d'opération	97
5.5	Résultats	101
5.5.1	Efficacité du système	101
5.5.2	Coût en Capital	103
5.5.3	Coûts d'opération	105
5.5.4	Taux de rendement et délai de recouvrement	107
5.6	Conclusions	111

CHAPITRE 6 : DISCUSSION GÉNÉRALE.....	112
6.1 Résultats expérimentaux	112
6.2 Résultats économiques	118
CHAPITRE 7 : CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS	123
RÉFÉRENCES	127
ANNEXES	133

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2.1: Plage des propriétés physiques et chimiques des boues.....	11
Tableau 2.2: Analyse typique de biocombustible	13
Tableau 2.3: Analyses élémentaires et valeurs calorifiques de boues et rejets papetiers	14
Tableau 2.4: Technique de disposition des boues	15
Tableau 2.5: Population microbienne pour un compostage aérobie	27
Tableau 3.1: Protocoles d'expérimentation selon les trois paramètres d'opération.....	45
Tableau 3.2: Caractérisation du matériel	47
Table 4.1: Materiel characterization	63
Table 4.2: Experimental conditions	65
Table 4.3: Average experimental results.....	74
Table 4.4: Average biological heat production.....	75
Table 4.5: Exponential rate period (Period 1) characterization	80
Table 4.6: Stable period (Period 3) – Average drying rates as a function of air flow rates.....	84
Tableau 5.1: Trois scénarios évalués	94
Tableau 5.2: Répartition du coût en capital du système de bioséchage à l'échelle réelle.....	95
Tableau 5.3 : Délais de recouvrement.....	109
Tableau 5.4 : Évaluation économique globale du scénario 2.....	110

LISTE DES FIGURES

Figure 2.1: Système typique de traitement des effluents	7
Figure 2.2: Courbes de séchage	24
Figure 2.3: Fermentation microbienne.....	27
Figure 2.4: Courbe de reproduction des microorganismes illustrant les quatre phases de croissance microbienne.....	29
Figure 2.5: Courbe température/temps d'un système de compostage discontinu.....	30
Figure 3.1: Schéma du réacteur de bioséchage	49
Figure 3.2: Représentation schématique du bilan énergétique du réacteur de bioséchage	53
Figure 4.1 : Schematic diagram of the lab scale batch biodrying reactor	64
Figure 4.2: Schematic representation of the biodrying energy balance	68
Figure 4.3: Experimental repeatability – cumulative mass loss of Experiments 5, 6, 7	70
Figure 4.4: Example of matrix temperatures at peak drying rate – Experiment 6	72
Figure 4.5: Outlet air temperature and matrix drying rate trends – Experiments 2 and 6.....	73
Figure 4.6: Biological heat production rate – Experiment 6	76
Figure 4.7: Three periods in the drying rate and outlet air temperature curves – Experiment 6	78
Figure 5.1 : Méthodologie de l'analyse économique	91

Figure 5.2: Coûts en capital du système de bioséchage	96
Figure 5.3: Coûts d'opération du système de bioséchage– Catégories : combustibles et enfouissement.....	100
Figure 5.4: Siccité finale du matériel traité – trois scénarios	102
Figure 5.5: Coûts capitaux – trois scénarios	104
Figure 5.6: Coûts d'opération du système de bioséchage	105
Figure 5.7: Taux de rendement – trois scénarios	107

LISTE DES ANNEXES

ANNEXE A: REVUE DE LITTÉRATURE - INFORMATIONS SUPPLÉMENTAIRES	134
ANNEXE B: PROTOCOLES EXPÉRIMENTAUX.....	157
ANNEXE C: BILAN MASSIQUE ET ÉNERGÉTIQUE	161
ANNEXE D: ANALYSE ÉCONOMIQUE.....	172
ANNEXE E: RÉSULTATS EXPÉRIMENTAUX	175

LISTE DES SYMBOLES ET ABRÉVIATIONS

DBO	Demande biochimique en oxygène
C/N	Ratio carbone/azote
CFU	“Colony forming unit”: cellules souches
SV	Solides volatiles
ATP	Adénosine 5 ‘ – triphosphate
SCFM	“Standard cubic feet per minute”: pied cube standard par minute $1 \text{ CFM} \cong 4,7 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$
DM	“Dry Mass” : masse sèche

Chapitre 1 : Introduction

1.1 Problématique

Dans le but de répondre à la réglementation implantée en 1996 par le gouvernement, les usines canadiennes de pâtes et papiers ont lancé un vaste et coûteux programme de réduction de la pollution. Par le fait même, la quantité de matières résiduelles générées par cette industrie a augmenté significativement, dont, entre autres, la quantité de boues générées par les systèmes de traitement des eaux usées, principalement par les systèmes de traitement par boues activées. Sur une base humide, la génération de boues peut représenter l'équivalent de la production totale de papier de l'usine (Krigstin et al. 2005). D'autre part, l'industrie canadienne des pâtes et papier s'est partiellement réorientée vers le recyclage du papier, ce qui a eu comme effet d'augmenter la quantité de boues générées (ADI 2005). L'augmentation de la production de résidus a confronté l'industrie des pâtes et papiers à des problèmes grandissants de nature environnementale et économique associés à la disposition de leurs produits secondaires, plus particulièrement les boues mixtes (boues primaires et secondaires):

En Amérique du Nord, la majorité des usines disposent de leurs boues dans des sites d'enfouissement. Au cours des dernières années, l'implantation d'une nouvelle réglementation, le contexte économique et politique actuel (augmentation et variabilité des coûts énergétiques, protocole de Kyoto) ont mené l'industrie à utiliser la combustion des boues dans les chaudières à écorces. La réduction des coûts

d'opération reliés à l'enfouissement (réduction de volume et de gaz à effet de serre), mais surtout la récupération de l'énergie calorifique intrinsèque des boues qui permet une réduction de la consommation de combustibles fossiles entraînant ainsi une diminution de la production des gaz à effet de serre, représentent les principaux avantages de cette méthode de disposition. Cependant, le contenu en eau très élevé des boues engendre une faible valeur calorifique qui doit être compensée, lors de la combustion, par des quantités importantes de combustibles fossiles.

Cependant, la nature collante et fibreuse des boues ainsi que leur contenu en eau très élevé engendrent une faible valeur calorifique des boues à la sortie de l'essoreuse (typiquement 20-25% de siccité). Pour permettre une combustion efficace et rentable des boues papetières, la siccité minimale du matériel doit être d'environ 33% (Silva 2005). Par le fait même, la combustion des boues en provenance de l'essoreuse nécessite une portion significative de combustible fossiles supplémentaires pour permettre de stabiliser les chaudières. Bien que les boues résiduelles soient considérées comme une source d'énergie renouvelable disponible en quantités importantes, leur faible pouvoir calorifique limite les incitatifs d'investissement pour leur utilisation dans des systèmes de gestion d'énergie (ADI 2005).

Une fois séchées au-dessus des niveaux critiques de siccité, les boues peuvent devenir un combustible viable avec un pouvoir calorifique supérieur variant entre 18 et 21 GJ/tonne sèche (Frei et al. 2004). Une des solutions envisageables est le séchage des

boues par un procédé de séchage biologique (bioséchage) développé par Bio-Déshydratation Solution Inc. en collaboration avec l'École Polytechnique de Montréal.

Ce procédé novateur permet de sécher des boues mixtes provenant des usines de pâtes et papiers à des niveaux de siccité permettant leur combustion efficace dans les chaudières de façon économiquement rentable. Le procédé de bioséchage permet d'extraire des quantités significatives d'eau du mélange boues/écorces en utilisant une aération forcée. Le taux d'assèchement est optimisé par la génération de chaleur en provenance de l'activité métabolique exothermique de la masse microbienne aérobie naturellement présente dans les boues secondaires.

Des essais préliminaires en laboratoire ont été réalisés dans un réacteur en discontinu de 1m^3 pour caractériser les paramètres de séchage ainsi que les performances pneumatiques. De plus, une analyse économique a été réalisée pour évaluer la faisabilité économique du projet (Frei et al. 2005). Les résultats expérimentaux et économiques des essais préliminaires se sont avérés très prometteurs et par le fait même, une seconde étude du procédé a été proposée

1.2 Objectifs

Le projet proposé a pour but la modélisation technique et économique du réacteur de bioséchage pour permettre le séchage biologique efficace des boues de pâtes et papiers et permettre leur utilisation comme combustible.

Les objectifs de ce projet de recherche sont les suivants :

- 1) Dans les limites du système expérimental, planifier et exécuter une série d'expériences contrôlées adéquates à l'identification des conditions optimales, pour l'implantation du procédé de bioséchage à l'échelle réelle.
- 2) Compléter les bilans massiques pour déterminer le taux d'assèchement de la matrice poreuse (pertes d'eau) et pour quantifier le taux de consommation de carbone de la masse microbienne (perte de carbone);
- 3) Compléter les bilans énergétiques pour quantifier la production de chaleur en provenance de la masse microbienne;
- 4) Interpréter les phénomènes physiques, chimiques et biologiques du procédé de bioséchage pour une configuration discontinue à l'échelle de laboratoire;
- 5) Identifier des paramètres de fonctionnement optimaux du système de bioséchage discontinu à l'échelle de laboratoire et extrapoler les résultats expérimentaux pour un système à pleine échelle;
- 6) Réaliser une analyse économique du système pour vérifier la rentabilité des modifications apportées aux paramètres de fonctionnement.

L'hypothèse de recherche du présent projet est la suivante :

Suite à l'optimisation des paramètres de fonctionnement et de conception, le système de bioséchage en configuration discontinue représente un procédé économiquement rentable pour permettre la combustion efficace et économique des boues de l'industrie papetière canadienne.

Chapitre 2 : Revue de littérature

2.1 Matières résiduelles des usines de pâtes et papiers

L'industrie des pâtes et papiers génère plusieurs types de déchets nécessitant une disposition finale. La source de résidus la plus importante est l'écorceuse qui compte plus de la moitié des matières résiduelles totales en provenance de cette industrie. La majorité des rebuts résulte des unités d'écorçage, de classage et de débardage. L'augmentation des coûts d'énergie a fait de l'écorce une source utile en termes d'apport énergétique (Smook 2002).

Les boues en provenance des systèmes de traitement d'eaux usées sont aussi présentes en quantités importantes, leur disposition comptant pour plus de la moitié des coûts d'opération de ces systèmes (Smook 2002). Les boues proviennent de deux systèmes de traitement distincts: les boues primaires sont extraites du clarificateur primaire tandis que les boues secondaires, en provenance du clarificateur secondaire, ont été traitées précédemment par un bassin à boues activées, dans lequel la demande biologique en oxygène (DBO) a pu être minimisée. Des déchets solides produits par les usines de pâtes et papiers canadiennes, approximativement 42% sont des boues primaires et 26% sont des boues secondaires (Beauchamps 2002). Suite à leur extraction du système de traitement des eaux usées, les boues primaires et secondaires sont généralement épaissies par desessoreuses précédant leur combustion ou leur

disposition. La figure 2.1 illustre un système de traitement des eaux usées typiquement implanté dans les usines de pâtes et papiers canadiennes (Smook 2002).

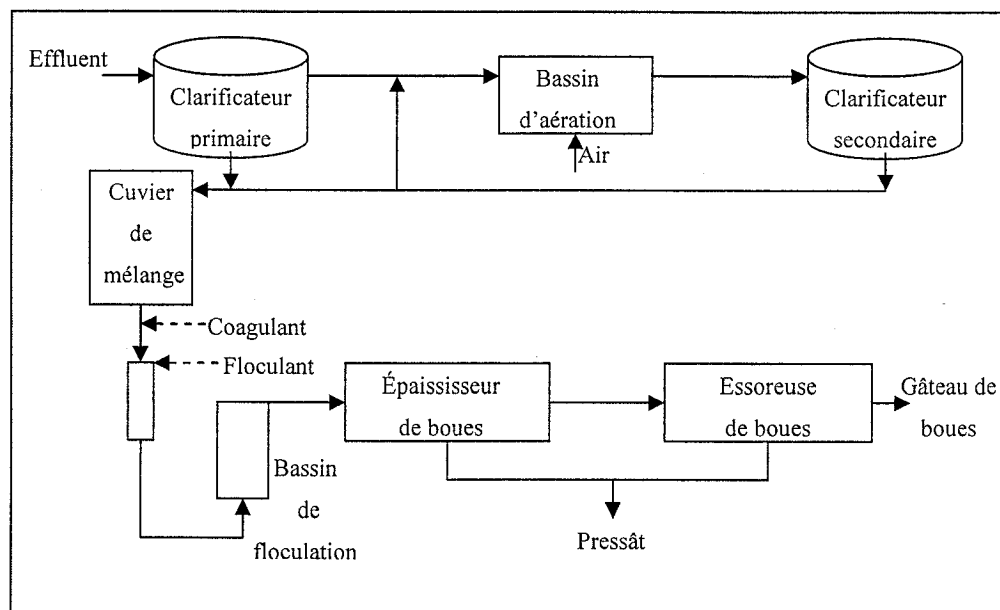


Figure 2.1: Système typique de traitement des effluents

2.1.1 Résiduels de bois

Suite à l'enlèvement de l'écorce, les bilons sont réduits en copeaux de grosseur acceptable pour les opérations de mise en pâte. Les copeaux de dimension trop importante sont réduits tandis que l'écorce et les sciures sont brûlées dans les chaudières de l'usine.

De nos jours, avec l'augmentation des prix de combustibles fossiles, les déchets de bois sont reconnus comme étant une source valable de combustible. Bien que l'efficacité énergétique des déchets de bois dépend toujours de leur contenu en eau, les chaudières

ont été modifiées pour obtenir une meilleure combustion et une plus grande efficacité énergétique. Les dispositifs mécaniques propices à l'extraction de l'eau ont été développés (Smook 2002).

2.1.2 Boues primaires

La fonction d'un procédé de traitement primaire d'eaux usées est l'extraction de matières solides en suspension dans l'effluent de l'usine. Les solides sont extraits des eaux usées par des procédés de sédimentation physique ou chimique. Les deux méthodes principales de traitement primaire employées dans l'industrie papetière sont la sédimentation par gravité et la flottation à l'air dissous, pour lesquelles d'importants bassins de sédimentation et des clarificateurs primaires sont utilisés (Smook 2002). Des flocculants sont parfois ajoutés pour maximiser la sédimentation des solides. Dans certaines usines, les solides primaires sont recyclés directement dans le procédé de fabrication (Bates 2002).

Dans l'industrie papetière, l'enlèvement de solides correspond à une réduction de demande biologique en oxygène (DBO) et de toxicité, bien que ces deux paramètres soient plutôt modifiés lors du traitement secondaire de l'effluent

Une fois l'eau extraite, les solides primaires sont constitués approximativement de 20-45% de solides. Ces solides sont constitués d'environ 85% de fibre de bois, 10% de

carbonate de calcium et de 5% d'argile et de cendre inorganique (base sèche massique) (Bates 2002). Les composés trace peuvent inclure des pigments et de l'encre ainsi que des salissures, des grains de sable et divers autres solides inorganiques. Les boues primaires ont un faible contenu de nutriments et un ratio carbone : azote (C :N) élevé et conséquemment sont de valeur limitée comme fertilisants.

2.1.3 Boues secondaires

Les boues secondaires, générées dans une usine de pâtes et papiers, sont produites à partir de la sédimentation d'eaux usées et sont composées de biomasse microbiologique avec des composantes mineures de divers solides organiques et inorganiques. Les systèmes de traitement secondaires des eaux usées de l'industrie papetière sont souvent des procédés microbiologiques aérobies. Les microorganismes retrouvés dans de tels systèmes de traitement consomment les composés organiques de l'effluent pour les transformer en dioxyde de carbone et en eau. Ceci a pour effet la multiplication du nombre d'organismes présents et donc, d'augmentation de la masse microbienne de cet environnement. L'azote et le phosphore sont des éléments souvent ajoutés au traitement pour favoriser le développement et l'activité microbienne et par le fait même se retrouvent dans les boues secondaires (Bates 2002).

Les boues secondaires ont un contenu de solides beaucoup moins élevé que celui des boues primaires. Les boues secondaires sont composées des cellules dans lesquelles se

trouve une forte concentration d'eau. L'extraction d'eau de ce type de matériel est très difficile car les parois des cellules doivent être brisées pour vidanger l'eau qui y est contenu et augmenter le pourcentage de solides du matériel. Généralement les boues secondaires sont considérées et traitées comme un liquide et elle doivent être combinés avec les boues primaires pour être épaissies. Les boues secondaires ont généralement une plus importante concentration de métaux que les boues primaires à cause de leur absorption par les microorganismes. Le pourcentage de solides et la composition chimique de boues secondaires, dépendent largement du substrat et des procédés de fabrication de l'usine (Bates 2002).

2.2 Boues papetières

2.2.1 Nature des boues

La nature du solide à traiter influence grandement certains paramètres tels que le taux d'humidité et la température. Le mélange boues/écorces est un mélange pour lequel il y a un volume de vide, une quantité d'eau fixée est importante et le rétrécissement est chose commune lors des étapes initiales du séchage. Selon les caractéristiques énumérées, le mélange boues/écorces peut être identifié comme un médium hygroscopique poreux.

Les boues combinées consistent en un mélange de boues primaires et de boues secondaires, qui sont initialement mélangées pour faciliter l'extraction de l'eau des

boues secondaires. Les propriétés des boues combinées varient considérablement et reflètent les propriétés des boues primaires et secondaires selon leur ratio de mélange, qui peut varier de 5% à 75% de boues secondaires. Dépendamment du ratio du mélange, les boues combinées peuvent être épaissies jusqu'à 30%-50% de solides et le ratio carbone/azote (C :N) du mélange peut varier entre 30 :1 et 100 :1 (Bates 2002). Le tableau 2.1 (Bates 2002) illustre les plages de propriétés physiques et chimiques des boues.

Tableau 2.1: Plage des propriétés physiques et chimiques des boues

Paramètres	Unités	Catégories de boues	
		Primaires	Secondaires
Solides totaux	% (base humide)	20-57	24-55
Solides volatiles	%	33-85	30-87
pH	---	7,1-8,0	6,2-8,8
Carbone organique	%	16-40	14-41
Ratio C :N	---	100 :1-850 :1	16 :1-250 :1

2.2.2 Variabilité des boues

La quantité et la nature des boues produites varient selon plusieurs paramètres, les deux principaux paramètres étant : 1) le type de procédé de fabrication et par le fait même 2) les caractéristiques du produit final. Par exemple, les usines qui utilisent du papier recyclé comme source principale de matière première produisent des quantités plus

importantes de boues que celles qui utilisent du bois. Ceci est en partie dû à l'importante quantité d'agents de remplissage (fillers) qui sont rarement récupérés à cause des difficultés techniques et économiques qui y sont associées (Glenn 1997). Les tableaux A1.1 et A1.2 en annexe A illustrent la variabilité des quantités de boues produites selon le type de procédé et les caractéristiques du produit final.

La nature des boues diffère aussi selon le type de procédé. Par exemple, les boues d'une usine kraft ont un contenu en soufre plus élevé que celles provenant d'une usine de désencrage avec une teneur en cendre plus élevée, tandis que les boues d'un procédé de blanchiment ont un niveau de composés organiques chlorés plus important. La composition des boues varie aussi pour une même usine, cependant les raisons expliquant ce type de variations sont aussi nombreuses que les variations elles-mêmes et elles sont souvent particulières à l'usine et à sa production (Glenn 1997).

La nature des boues influence ses propriétés de biocombustibles. Le tableau 2.2 (ADI 2005) illustre l'impact de la variation de la nature des boues pour une analyse de biocombustible plus particulièrement concernant la teneur en cendre, la teneur en humidité et la valeur calorifique des boues et écorces.

Tableau 2.2: Analyse typique de biocombustible

Combustible	Écorces	Boues primaires	Boues secondaires	Boues désencrage
Teneur en cendres, %	2-10	10-15	10-20	40-60
Teneur en humidité, %	35-65	60-65	75-85	50-60
Valeur calorifique, MJ/kg	4-12	5,5	0-2	1,5-5,7

2.2.3 Valeur calorifique des boues

La valeur calorifique des boues est proportionnelle à leur contenu organique. Pour calculer la valeur calorifique théorique des boues, les usines utilisent les résultats d'analyses élémentaires. Le type de procédé de fabrication, utilisé par l'usine, influence la composition des boues, et par le fait même a un impact sur le potentiel de combustion des boues. De plus amples détails sur l'impact du procédé sur le contenu organique des boues est présenté à l'annexe A (partie A2).

Le tableau 2.3 illustre les résultats d'analyses élémentaires et de valeur calorifique des boues provenant d'usine opérant des systèmes de mise en pâte variés (ADI 2005)

Tableau 2.3: Analyses élémentaires et valeurs calorifiques de boues et rejets papetiers

Procédé	Analyse (% masse)							Valeur calorifique (MJ/kg) (Masse sèche)
	Solides	Teneur cendres	C	H	S	O	N	
Blanchiment	33,4	1,9	48,7	6,6	0,2	42,4	0,2	20,1
Pâte	42,0	4,9	51,6	5,7	0,9	29,3	0,9	21,5
Kraft	37,6	7,1	55,2	6,4	1,0	26,0	4,4	24,1
Désencrage	42,0	20,2	28,8	3,5	0,2	18,8	0,5	12,0
Recyclé	45,0	3,0	48,4	6,6	0,2	41,3	0,5	20,8
Écorces	50,0	0,4	50,3	6,2	0	43,1	0	20,8
Copeaux	79,5	0,2	49,2	6,7	0,2	43,6	0,1	19,4

2.2.4 Résiduels de la combustion des boues

La fraction inorganique des boues est généralement identifiée comme la teneur en cendre. Une boue avec une teneur en cendre élevée a une valeur calorifique moindre. Les composés inorganiques que l'on retrouve dans les boues papetières sont majoritairement des minéraux et des métaux. La composition inorganique des boues dépend largement de la matière première utilisée (bois ou fibres recyclées) ainsi que de la qualité du produit de départ. Le contenu inorganique de la boue peut aussi engendrer

d'autres complications lors sa combustion telles que des dépôts dans la chaudière, une baisse de rendement thermique ainsi que des problèmes d'opération. La fraction inorganique (teneur en cendre) des divers rebus est d'environ 2%-10% pour l'écorce, 10%-15% pour les boues primaires, 10%-20% pour les boues secondaires et biologiques et, 40%-60% pour les boues de désencrage (ADI 2005).

2.3 Disposition des produits résiduels

Jusqu'à présent, les boues produites par les usines de pâtes et papiers sont disposées dans des sites d'enfouissement, utilisées pour l'épandage agricole (et compostage) ou encore brûlées dans les chaudières adéquates de l'usine. Cependant, ces trois principales options génèrent des coûts et des enjeux environnementaux significatifs. Les pratiques de disposition des matières résiduelles de l'industrie des pâtes et papiers pour l'année 1995 sont illustrées au tableau 2.4 (ADI 2005).

Tableau 2.4: Technique de disposition des boues

Pratiques de disposition	Fraction d'utilisation
Incinération	49
Enfouissement	28
Épandage agricole	14
Réutilisation	6
Compostage	3

2.3.1 Sites d'enfouissement

A cause des nombreuses contraintes environnementales imposées par la réglementation gouvernementale, la disposition de matières résiduelles dans un dépotoir n'est plus une option appropriée ou encore justifiable sur le plan économique et environnemental. La réglementation englobe des restrictions concernant la sélection de la localisation du site, telles les distances minimales des cours d'eau, des routes et des propriétés environnantes ainsi que des restrictions concernant les procédures d'opérations telles que la limite de carbone et le contenu minimum de matières solides des rebus (Mabee 2003). De plus, les coûts de décharge, aussi variables qu'ils soient, ne cessent d'augmenter à cause entre autres, des nombreuses exigences environnementales. Finalement, lorsqu'un site d'enfouissement atteint sa pleine capacité, les mesures assurant un suivi du site doivent également être mises en place afin de protéger l'environnement. La disposition des déchets au dépotoir est donc une option très coûteuse ayant des impacts environnementaux significatifs.

2.3.2 Épandage agricole

L'épandage agricole s'avère une option intéressante. Cependant, c'est une option pour laquelle l'usine préserve une part des responsabilités associées à la disposition des déchets résiduels et des coûts qui lui sont attribuables. De nombreux critères doivent être respectés lors d'une telle pratique, par exemple, le pH, la quantité de métaux lourds et l'absence de pathogènes. Les problèmes les plus communément associés à une telle

pratique sont l'odeur nauséabonde, la contamination de l'eau souterraine et la présence excessive de métaux dans les sols (Mabee 2003). De plus, en cas d'occurrence problématique, la restauration d'importantes surfaces contaminées s'avère généralement problématique et dispendieuse. L'épandage agricole, bien que moins dispendieux que l'enfouissement, demeure une option coûteuse. Jusqu'à ce que plus d'études concluantes soient effectuées, cette pratique reste une option comportant des risques très élevés (Bates 20002).

2.3.3 *La combustion*

Enfin, la combustion des boues en provenance de l'industrie papetière s'avère une option intéressante compte tenu de ses avantages économiques et environnementaux.

Les principaux avantages de la combustion sont les suivants :

- 1) La récupération énergétique d'un matériel autrefois considéré comme un déchet (bilan énergétique positif des résidus) ;
- 2) La réduction des coûts d'opération reliés à la disposition des boues ;
- 3) La réduction des coûts énergétiques;
- 4) La minimisation de production de gaz à effet de serre (Cronin 1999, Silva et al. 2005).

Bien que la combustion soit une technique de réduction de déchets fort intéressante, certaines difficultés techniques s'y rattachent. Ces difficultés sont généralement

attribuables aux caractéristiques et à la quantité de combustibles de biomasse/résiduel ainsi qu'aux technologies de combustion utilisées (AEA Technology et al. 2000). Les caractéristiques problématiques de l'utilisation de la biomasse comme combustible secondaire sont les suivantes :

- 1) Une faible capacité calorifique attribuable à un taux d'humidité élevé et une haute teneur en cendre;
- 2) La grosseur des particules augmente la variabilité de la qualité des résiduels ainsi que la difficulté et l'habileté à recevoir, manipuler, traiter et entreposer le matériel (McBurney 1993);
- 3) Autres problèmes techniques reliés à la combustion de la biomasse dans une chaudière à biomasse.

De plus amples informations sur les avantages et désavantages reliés à la combustion des boues papetières se trouvent à l'annexe A (parties A3 et A4).

2.4 Technologies de déshydratation des boues

Les usines de pâtes et papiers commencent à envisager les opportunités d'utiliser des boues comme source d'énergie renouvelable. Par contre, la faible siccité des boues mixtes à leur sortie des procédés de déshydratation limite le pouvoir calorifique de ces dernières. Pour augmenter le pouvoir calorifique, la mise au point de technologies éco énergétiques est essentielle. Plusieurs types de procédés de séchage sont disponibles

sur le marché tels les procédés thermiques, les procédés thermiques alternatifs, les sécheurs cinétiques/ultrasoniques, les sécheurs électroniques, les sécheurs solaires et les sécheurs biologiques. La maturité technique de ces technologies reste variable, le développement de certaines étant toujours en cours d'évolution.

2.4.1 Séchage thermique

Le séchage thermique est un procédé intermédiaire de traitement des boues fortement énergivore. Le besoin thermique pour la déshydratation des boues est d'autant plus important lorsque la siccité initiale des boues est faible. Le séchage est généralement appliqué sur des boues ayant une siccité initiale supérieure à 20%. Le séchage des boues est un transfert de masse et de chaleur visant à évaporer l'eau contenue dans les boues. L'apport d'énergie peut se faire de trois façons (Kneule 1964):

- 1) Séchage par conduction : l'énergie thermique nécessaire au chauffage est apportée par contact avec une paroi chauffée;
- 2) Séchage par convection : il consiste à mettre en contact un gaz chaud et la matière à traiter;
- 3) Séchage par rayonnement : il consiste à sécher la matière par l'intermédiaire d'ondes électromagnétiques tels les rayons infrarouges ou les micro-ondes.

Parmi les sécheurs thermiques, on retrouve les sécheurs conventionnels et les sécheurs alternatifs. Quelques exemples de sécheurs conventionnels sont les lits fluidisés, les

séchoirs à tambours rotatifs et les séchoirs à palettes. Chaque sécheur présente des avantages et des inconvénients. Il n'existe pas intrinsèquement de "bons sécheurs" mais uniquement des sécheurs plus ou moins bien adaptés ou exploités. Cependant, il convient d'être attentif à certaines contraintes particulières au séchage thermique tels le coût énergétique important et des risques de polluants (poussières, fumées, odeurs). Bien que les sécheurs thermiques soient potentiellement efficaces sur divers types de matériel, les boues papetières ont un pourcentage d'eau trop important et par le fait même, une texture trop adhésive pour permettre le bon fonctionnement de ces sécheurs.

2.4.2 Technologies novatrices de séchage

Dans le but de remédier aux contraintes physiques et économiques qu'occasionne l'utilisation de sécheurs thermiques, le développement des technologies novatrices de séchage est en évolution. Certaines de ces technologies novatrices sont des alternatives de sécheurs thermiques, d'autres sont des procédés cinétiques/ultrasoniques, ou encore des procédés électroniques et biologiques. Une revue des technologies novatrices de séchage ainsi qu'un tableau comparatif de ces dernières se trouve à l'annexe A (partie A5). Les technologies abordées sont des technologies potentiellement intéressantes pour l'industrie canadienne des pâtes et papiers et ce sont des technologies qui pourraient être potentiellement commercialisables dans les prochaines années.

2.5 Séchage

Le séchage réfère généralement à l'extraction d'un liquide contenu dans un solide par l'intermédiaire du processus d'évaporation. La particularité du séchage, en comparaison à d'autres problématiques de transfert de matière, relève de la complexité des réactions attribuables aux conditions physiques du matériel qui changent dans le temps, tout au long de l'extraction d'eau.

L'humidité retenue vaguement à une particule solide, ou encore emprisonnée dans la microstructure d'une particule solide, et qui exerce une pression de vapeur moindre que celle de l'eau pure pour une même température, est appelé l'eau liée. L'eau de surplus, principalement contenue dans les pores d'une particule solide, est référée comme étant l'eau non-liée.

2.5.1 *Processus de séchage*

Chaque phénomène de séchage est caractérisé par deux processus simultanés : un transfert d'énergie et un transfert de matière.

Le transfert d'énergie, généralement un transfert de chaleur de l'environnement ambiant, évapore l'humidité de surface de la particule solide. Les paramètres qui régissent le transfert d'énergie sont les conditions externes comme la température, l'humidité de l'air, le débit de l'air, la surface d'exposition du solide et la pression.

D'autre part, le transfert de matière, le deuxième processus, transfère l'humidité interne de la particule à la surface de cette dernière. Les paramètres gouverneurs du deuxième processus sont les conditions internes du solide tel le mouvement interne d'humidité dans le solide (qui est fonction de la nature du solide), la température et la teneur en humidité. La vitesse de séchage est en fait gouvernée par la vitesse à laquelle les deux processus énumérés ci-haut se déroulent. Bien que chacun des deux processus se produisent simultanément, lors du séchage, un des deux processus peut être le principal facteur limitant ainsi la vitesse de séchage.

2.5.2 Périodes du séchage

Il existe deux périodes de séchage soit, la période d'évaporation superficielle et la période de transfert de masse interne. Généralement le séchage commence par la période d'évaporation superficielle, relativement analogue à l'évaporation d'une surface liquide. Durant cette première période de séchage, l'eau non-liée principalement est extraite à une vitesse de séchage constante (Kneule 1964). Durant cette première phase de séchage, le processus de séchage est déterminé par le transfert de matière (d'eau) à la surface du matériel, c'est essentiellement le mouillage plus ou moins complet de la surface du produit. L'évaporation de surface est contrôlée par la diffusion de la vapeur à partir de la surface de la particule solide à l'atmosphère environnante par un film d'air en contact avec la surface. Suite au mouvement de l'eau vers la surface de la matière, les différences d'humidité se produisent à l'intérieur

même des particules, ce qui résulte en une diminution de la teneur en humidité superficielle. Dans cette première période, la surface des particules reste mouillée aussi longtemps que la force d'aspiration des capillaires suffit à amener rapidement de l'intérieur la quantité d'humidité qui s'évapore à la surface, dans les conditions qui règnent à l'air ambiant (Kneule 1964, Keey 1972).

Puisque la succion exercée par les capillaires est d'autant plus forte que les pores sont étroits, les ménisques des pores les plus éloignés de l'orifice superficiel rétrogradent et cheminent à l'intérieur du produit. Ceci engendre éventuellement la formation de trous d'air dans les pores plus larges et la surface de la particule se rétrécit d'une petite fraction. De plus, étant donné qu'il se forme un nombre de plus en plus grand de ménisques rétrogrades, le trajet de diffusion de la vapeur se fait plus long. Pour ces deux raisons, au dernier stade de l'évaporation superficielle, la vitesse de séchage ne peut rester constante.

Lorsque la partie interne de la particule ne peut assurer l'apport d'eau à la surface que l'air est à même de vaporiser, il y a ralentissement de la vitesse de séchage. Le début de cette seconde phase est généralement caractérisé par une inflexion plus ou moins prononcée de la courbe de séchage. Suite à l'atteinte du point d'inflexion, la seconde période de séchage débute (Kneule 1964).

Dans cette seconde période de séchage, les variations de vitesse de séchage dépendent moins du courant d'air agissant sur la surface (processus 1) mais bien de la distribution de l'humidité dans le produit (processus 2) (Keey 1972). Les forces motrices de ce transport sont les forces capillaires et les forces de diffusion. Les propriétés de la matière à sécher prédominent sur toutes les autres propriétés. À cette étape du séchage, des variables telles que la qualité de l'air, qui auparavant augmentait le taux d'évaporation, devient de moindre importance excepté lorsqu'il s'agit de promouvoir des transferts de chaleur plus importants. Les temps de résidences plus longs ainsi que les températures plus élevées, lorsque cela est possible, deviennent nécessaires. La figure 2.2 illustre les courbes de séchage (Kneule 1964).

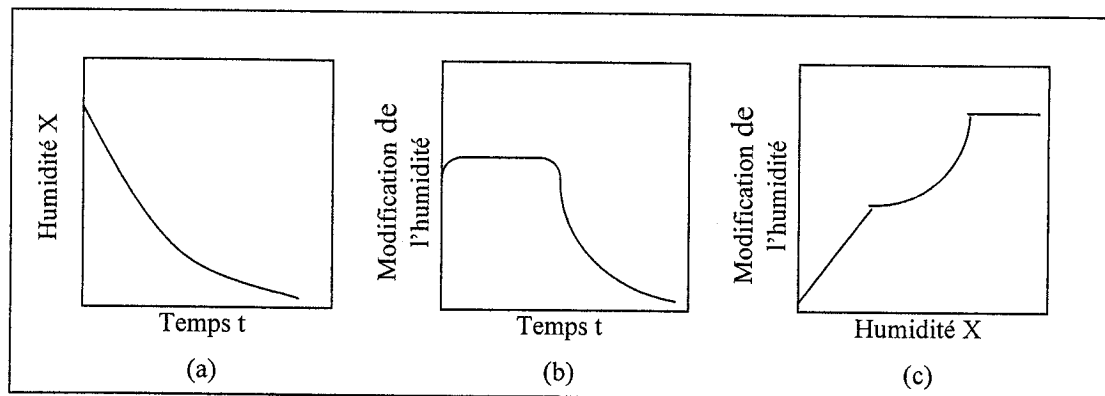


Figure 2.2: Courbes de séchage

2.6 Compostage

La technologie de déshydratation des boues à laquelle on se réfère comme étant le bioséchage, et dont il est question dans ce projet, utilise certains principes empruntés au

compostage. Par le fait même, il est important d'examiner les principes et paramètres utilisés dans des systèmes de compostage.

Le compostage est un procédé de valorisation organique des déchets. Ce procédé, après à une phase de fermentation aérobie suivie d'une phase de maturation qui assure la stabilisation du produit, permet l'obtention d'un amendement riche en humus (Haug 1993). Avec l'évolution des techniques de compostage et la problématique de gestion des déchets, le champ d'application du compostage s'est élargi. Cette filière concerne tous les types de déchets organiques tels que les déchets verts, les bio-déchets ménagers, les déchets agroalimentaires, les effluents d'élevage ainsi que les boues d'épuration collectives ou industrielles. Le compostage est une option envisageable pour le traitement de matières résiduelles des usines papetières. De plus, certains séchoirs, tel le procédé de bioséchage, combinent les principes de compostage à ceux du séchage pour maximiser l'efficacité énergétique du système.

Les quatre méthodes de compostage les plus populaires sont les systèmes aérobies en andain ou en piles statiques, les systèmes aérobies avec aération forcée et les systèmes aérobies fermés. Certaines technologies novatrices de compostage telle l'unité de compostage verticale, par l'ingéniosité de leur procédé, peuvent potentiellement traiter des boues en provenance des usines de pâtes et papiers. Les détails de cette technologie de compostage des boues se trouvent à l'annexe A (partie A5).

2.6.1 *Principes fondamentaux*

Les facteurs essentiels du compostage comprennent les paramètres physiques, chimiques et biologiques nécessaires à établir et faire proliférer la masse microbienne lors du procédé. Les cinq paramètres clés nécessaires à la conception des systèmes de compostage sont (1) la masse/population microbienne, (2) l'aération (disponibilité d'oxygène), (3) la température, (4) la teneur en eau et (5) les nutriments (Haug 1993).

Masse microbienne

Les boues en provenance des usines de pâtes et papiers contiennent une activité microbiologique importante. Les organismes vivants principalement retrouvés dans ces boues sont les bactéries et les champignons. Les bactéries présentes, classifiées selon leurs sources d'approvisionnement et d'énergie, sont communément appelées des bactéries hétérotrophes chimioorganotrophes ; des bactéries qui ont comme source de carbone des molécules organiques préformées et réduites en provenance d'autres organismes et pour lesquelles l'approvisionnement en énergie provient de l'oxydation de composés organiques et inorganiques (Prescott et al. 1993). Les microorganismes peuvent aussi être classifiés selon leur tolérance aux températures environnantes soit : psychrophile (-5-20°C), mésophile (8-48°C), thermophile (42-68°) and hyperthermophile (65-110°C) (Madigan and al. 1997). Le tableau 2.5 (Haug 1993) détaille le compte microbien moyen des bactéries et des champignons durant un

compostage aérobie ainsi que la plage de températures attribuables aux bactéries mésophiles et thermophiles.

Tableau 2.5: Population microbienne pour un compostage aérobie

Microorganismes	Mésophiles < 40°C (CFU/g)	Thermophiles 40-70°C (CFU/g)	Nbre espèces identifiées
Bactéries			
- Mésophiles	10^8	10^6	6
- Thermophiles	10^4	10^9	1
Champignons			
- Mésophiles	10^6	10^3	18
- Thermophiles	10^3	10^7	16

La fermentation microbienne est la transformation d'un substrat organique par des microorganismes en des sous-produits moins complexes. Par exemple, dans le cas de la fermentation qui se produit dans de la boue activée, sans empoisonnement des microorganismes, l'équation serait illustrée comme à la figure 2.3 (Levenspiel 1999).

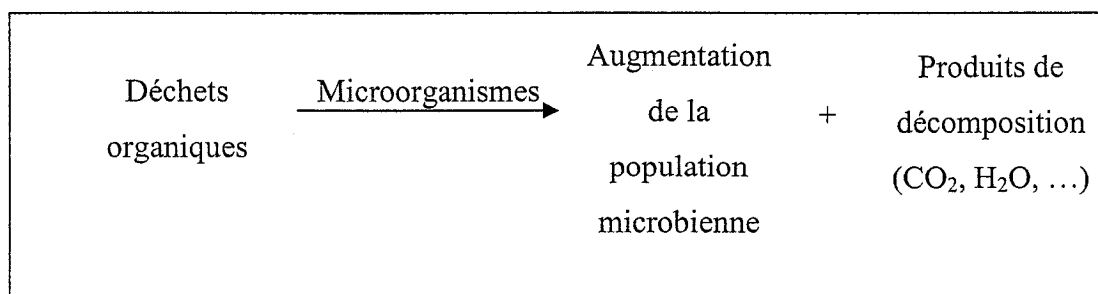


Figure 2.3: Fermentation microbienne

La croissance microbienne peut être définie comme une augmentation des constituants cellulaires qui se traduit par une augmentation de la taille des cellules et/ou du nombre de cellules présentes dans le milieu (Madigan et al. 1997). Dans un système batch de compostage, la composition du substrat change dans le temps. Typiquement, nous observons les quatre phases de croissance suivantes :

- 1) Phase latente : phase durant laquelle de nouveaux composants cellulaires commencent à être synthétisés sans pour autant créer une augmentation immédiate du nombre ou de la masse cellulaire ;
- 2) Phase exponentielle : les micro-organismes se développent à une vitesse maximale constante en considérant le potentiel énergétique, la nature du milieu et les conditions de culture ;
- 3) Phase stationnaire : La croissance microbienne s'arrête et le nombre total de microorganismes viables demeure constant ;
- 4) Phase de mortalité : les micro-organismes meurent à cause d'une continuité et d'une accentuation des limitations engendrées lors de la phase précédente (Madigan et al. 1997).

La courbe de reproduction microbienne est illustrée à la figure 2.4 (Levenspiel 1999). La phase latente (1) représente le délai de réponse des microorganismes pour s'adapter à leur nouvel environnement ou encore pour s'adapter aux nouvelles conditions de leur environnement.

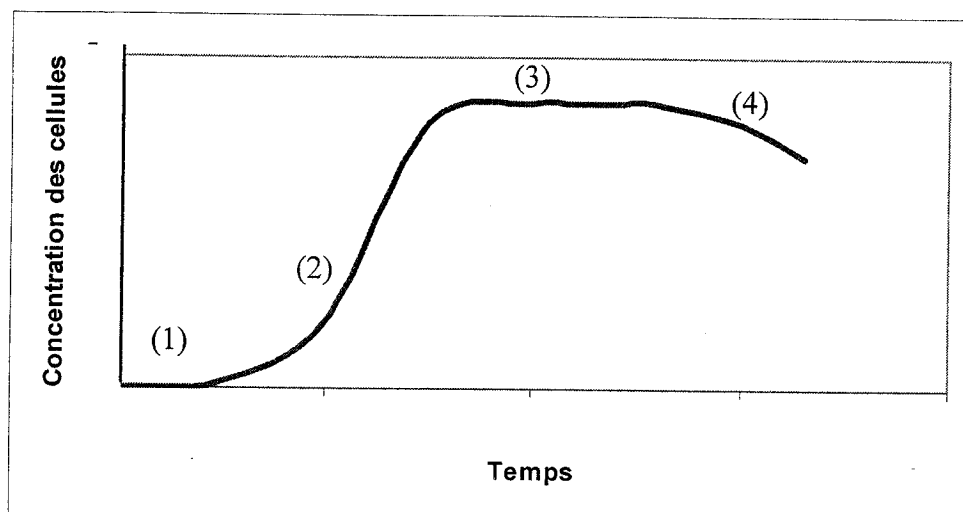


Figure 2.4: Courbe de reproduction des microorganismes illustrant les quatre phases de croissance microbienne

La croissance microbienne est généralement exponentielle (2). Par le fait même, la population microbienne présente dans une activité de compostage se fait très importante. Durant le procédé de compostage, le nombre total de microorganismes présents ne change pas significativement, cependant, la diversité microbienne est plus sujette à varier durant les différentes phases du procédé (Tuomela 2000). La température de la matrice poreuse reflète l'activité biologique présente dans cette dernière. La figure 2.5 illustre le profile de température/temps pour un système batch de compostage (Haug 1993). Le profile de température peut être sectionné en quatre étapes, soient : (1) période de délai, (2) phase de chauffage, (3) phase stable et (4) la phase de refroidissement. Il est à noter que la tendance générale de la courbe est semblable à celle de reproduction des microorganismes illustrée à la figure 2.4.

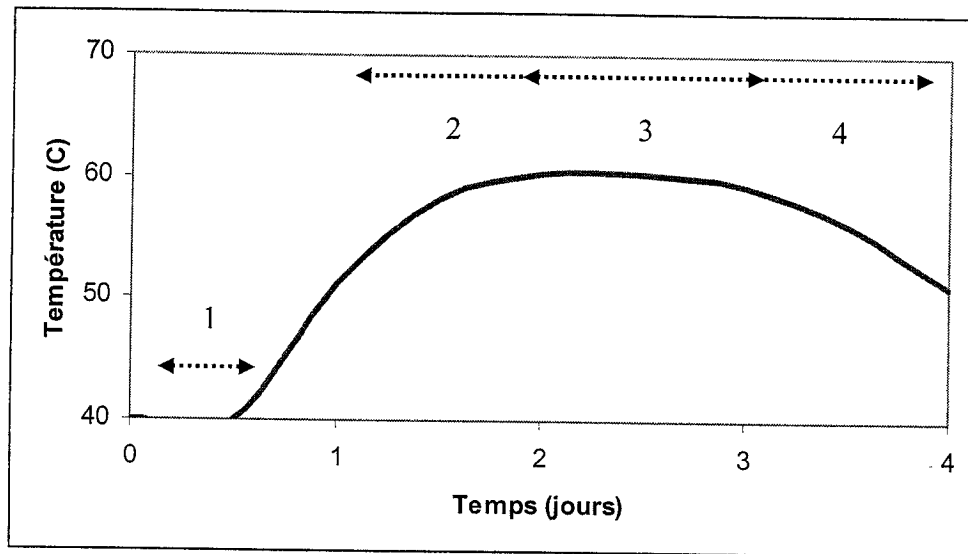


Figure 2.5: Courbe température/temps d'un système de compostage discontinu

La durée des étapes varie en fonction de la nature du substrat organique et l'efficacité du procédé, qui, à leur tour, sont déterminées par le degré d'aération et d'agitation du système (Tuomela et al. 2000).

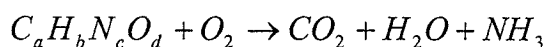
Le métabolisme microbien dépend fortement de la température mais aussi, de la dynamique de la population microbienne, impliquant la composition et la densité de cette dernière, qui est, elle aussi, significativement influencée par la température (Liang et al. 2003). La troisième phase de reproduction microbienne est la phase stationnaire. Cette phase est entamée par la présence d'un facteur limitant. Finalement, l'épuisement de nutriment ou encore l'accumulation de matériel toxique à la cellule explique l'occurrence de la phase de mortalité (quatrième phase).

Alimentation de la cellule

Le carbone sert comme source d'énergie pour les microorganismes et une faible fraction est incorporée dans la paroi cellulaire. Les microorganismes requièrent des micronutriments tels que l'azote, le phosphore, le potassium et certains oligo-éléments. L'azote est un élément essentiel car il est un constituant des protéines, des acides nucléiques, des acides aminés, des enzymes et des co-enzymes nécessaires pour la croissance et le fonctionnement microbien. Le ratio de C:N optimum se trouve généralement entre 15-30, bien que cette plage varie en fonction du substrat (Tuomela et al. 1999). Les systèmes de compostage peuvent être décrits comme des systèmes hétérogènes avec un substrat solide et une teneur en eau limitée.

Respiration aérobie

Les microorganismes capables de respiration aérobie (en présence d'oxygène) sont stimulés par l'apport d'oxygène qui leur est acheminé par l'intermédiaire d'un apport d'air. La respiration aérobie est représentée par l'équation suivante :



Selon la nature du matériel et de sa température la consommation d'oxygène peut varier selon la plage 0,8 – 8,0 mgO₂ / gm SV-hre (Haug 1993). De plus, la distribution uniforme d'oxygène est requise pour s'assurer qu'il n'y a pas de formation de conditions anaérobies. Lors de la respiration aérobie, la cellule produit de l'énergie biologique représentée par la molécule d'adénosine 5' – triphosphate (ATP) (Campbell

et al. 1993). Approximativement 40% à 50% de l'énergie produite par la cellule servira au maintien, à la croissance et à la multiplication de cette dernière (Prescott et al. 1993). L'énergie excédentaire produite sera générée sous forme de chaleur.

Facteurs limitants

Les étapes prédominantes de la vitesse de réaction durant le compostage aérobique sont la solubilisation du substrat et le transport massique de l'oxygène à la cellule.

D'autres facteurs potentiellement limitant, mais pour lesquels l'impact peut être limité par une conception et une opération adéquate du système de compostage sont les suivants :

- 1) le rapport carbone et azote C/N ;
- 2) des températures excessivement élevées ;
- 3) manque d'eau (Haug 1993).

Nutriments et disponibilité des nutriments

Lors d'une croissance microbienne active, les microorganismes utilisent environ 15-30 atomes de carbone pour un seul d'azote. Par le fait même, un ratio C/N de 30 ou moins est favorable au compostage rapide. Pour les boues municipales, un ratio C/N de 30-35 est considéré optimum tandis que sous cette plage, le compostage rapide peut potentiellement être accompagné d'une perte excédentaire d'azote attribuable à la volatilisation d'ammoniaque.

Le manque de matériel dégradable par les microorganismes, s'il ne l'est pas au début du traitement de compostage, peut devenir un facteur limitant après un certain temps de traitement. Ceci aurait pour effet de freiner le procédé de compostage et, par le fait même, de limiter la transformation du matériel (Adani 2002).

Inactivation thermique

Le compostage est une approche utilisée pour la destruction de pathogènes présents dans un matériel. La mort des cellules résulte en partie de l'inactivation thermique de ses enzymes. La cellule ne peut survivre sans ses enzymes. L'inactivation thermique peut être attribuable à la plage de température ou encore à la durée d'exposition des enzymes à certaines températures. L'inactivation des cellules peut, par le fait même, être tout aussi efficace en utilisant de hautes températures pour une courte période de temps que des plus basses températures pour une plus longue période de temps. Les spores bactériens ainsi que certains sporocystes protozoaires sont généralement les formes microbiennes les plus résistantes à la température (Campbell et al. 1993).

La cinétique d'inactivation thermique des cellules est souvent modélisée selon l'hypothèse d'une décomposition de premier ordre illustrée par la relation suivante (Levenspiel 1999):

$$C_c = C_0 e^{-k_d t}$$

ou C_c = Concentration viables des cellules au temps t

C_0 = Concentration viables des cellules initiales

k_d = coefficient d'inactivation thermique

Le coefficient d'inactivation thermique est fonction de la température et peut être décrit par la relation d'Arrhenius. Si le coefficient est connu pour certains types de microorganismes, leur inactivation thermique résultant d'un profil particulier de temps/température peut être estimé. Basé sur les relations temps/température, les températures d'inactivation des microorganismes devraient être facilement atteignables avec des conditions telles que celles d'un procédé de compostage. Par le fait même, des températures d'environ 55-60°C pour une durée d'un ou deux jours devraient être suffisantes pour dénaturer les virus pathogènes, les bactéries et les protozoaires à des niveaux acceptables (Madigan et al. 1997). Les endospores formés par des bactéries sporulées ne seraient cependant pas désactivées dans de telles conditions. Ces endospores sont des spores produites dans un organisme, généralement des bactéries, pour lesquelles la fonction primaire est d'assurer la survie d'une colonie dans des périodes de stress environnemental. Les endospores sont donc résistants au séchage, la température, les radiations et les désinfectants chimiques. Il est à noter que les pathogènes entériques sont sporulés.

Plusieurs facteurs ont le potentiel de réduire l'inactivation thermique des cellules. Ces derniers sont (1) l'agrégation de solides qui a pour effet d'isoler le matériel des effets de température, (2) le manque d'uniformité de la distribution des températures qui permet la survie des pathogènes dans les endroits plus froids, (3) des courts-circuits du substrat, (4) le regain de croissance de la masse microbienne observé entre autres chez les coliformes (Madigan et al. 1997). Le regain de croissance des cellules est un facteur particulièrement intéressant dans le contexte de ce projet. Ce phénomène a pu être observé avec des bactéries entériques lorsque les températures étaient réduites à des températures sublétales.

Teneur en eau

Selon une étude menée par Liang et al. (2003), pour un procédé de compostage la teneur en eau a une influence plus importante sur l'activité microbienne que la température d'incubation (Liang 2003). L'effet d'une teneur en eau excessive est très significatif dans un procédé de compostage. Une teneur en eau trop élevée impacte un système de compostage de deux façons soit, (1) elle limite la diffusion d'oxygène de part et d'autre de la matrice poreuse et (2) elle augmente la flexibilité du matériel ce qui a pour effet d'augmenter le potentiel de compaction de la matrice (Liang 2003). Une boue avec une teneur en eau de plus de 60-70% n'a pas de porosité (Haug 1993). Puisque la majorité des boues épaissies ont une teneur en eau d'environ 70%, ces boues n'ont essentiellement aucun volume de vide. L'absence de volume de vide limite

significativement la présence d'oxygène, et dans un tel cas, pour une activité de compostage, un mixage continu serait nécessaire pour obtenir une oxygénation satisfaisante. Pour remédier au problème, des agents structurants peuvent être ajoutés pour augmenter la porosité du matériel à traiter. Selon leur nature et leurs propriétés, les agents structurants affectent la teneur en eau, la porosité, la vitesse de décomposition, la température, le ratio C :N et les concentrations en oxygène du matériel à traiter lors du compostage (Michel et al., 2004).

D'autre part, une teneur en eau trop faible peut aussi nuire à la vitesse de réaction du compostage. Premièrement, le compostage se fait par des bactéries qui requièrent un environnement aqueux. Deuxièmement, le transport massique des composantes solubles peut être limité pour un matériel avec une faible teneur en eau. Pour une teneur en eau de moins de 20%, peu ou pas d'activités biologiques peuvent être détectées (Haug 1993).

2.6.2 Compostage avec et sans séchage

Puisque les boues épaissies sont principalement formées d'eau, il est essentiel de reconnaître qu'il existe des contraintes thermodynamiques importantes. Par le fait même, il existe deux types de compostage soit, le compostage avec séchage par évaporation et le compostage sans séchage.

L'énergie présente dans les systèmes de compostage est en provenance de l'oxydation du substrat organique par la masse microbienne. Selon Haug (1993), environ 2 KJ/g d'eau évaporée sont nécessaires pour permettre le compostage et le séchage de boues pour l'obtention d'une siccité finale de 70% à partir d'une siccité initiale de 20%. La production de chaleur est d'environ 23,0 KJ/g de substrat organique oxydé en dioxyde de carbone et en eau. Par le fait même, un ratio de la masse d'eau évaporée sur la masse organique dégradée (W) est estimé à environ 10 g H₂O/g de matière organique dégradable. Toujours selon Haug (1993), ce ratio peut être utilisé pour juger des caractéristiques thermodynamiques du procédé de compostage.

Pour le cas du compostage/séchage, le système doit fournir assez d'énergie pour le compostage (dégradation) et l'évaporation de l'eau (séchage). L'évaporation de l'eau requiert approximativement 75% de l'énergie totale en provenance de l'oxydation biologique du substrat organique. Pour permettre un compostage/séchage, le ratio W doit être plus petit que 10. La pente d'une courbe, représentant l'énergie nécessaire en fonction de la siccité du matériel, est prononcée pour un compostage avec séchage par évaporation. Ceci est attribuable à la charge qu'impose le séchage par évaporation. L'énergie requise au système dépend de la température de l'effluent gazeux ainsi que le ratio d'air en excès. Règle générale, une siccité minimale de 30% est nécessaire pour l'obtention de l'énergie requise pour permettre un compostage avec séchage par évaporation.

Un ratio W de plus de 10 diminue les températures de compostage et minimise le séchage par évaporation (Haug 1993). Pour une activité uniquement de compostage, l'énergie requise du système est moindre et un ratio W de plus de 10 est acceptable. D'autre part, la pente d'une courbe représentant l'énergie nécessaire en fonction de la siccité du matériel est relativement plate pour un compostage sans séchage par évaporation. La fraction solide du matériel est en fait le paramètre le plus important pour déterminer le taux de succès d'un procédé de compostage.

2.7 Compostage versus bioséchage

Selon une étude par Adani et al. (2002), les procédés de compostage et de bioséchage sont inversement corrélés : un bioséchage rapide engendre une faible biodégradation du matériel et vice versa. Le compostage d'un matériel mène à une dégradation complète des composés organiques facilement dégradables pour l'obtention d'humus (compost) et d'un matériel stable. D'autre part, le bioséchage mène au séchage de la biomasse, tout en préservant la valeur calorique du matériel (minimisation de la biodégradation). Plus spécifiquement, le bioséchage permet une augmentation de la valeur calorifique d'environ 30%-40% de sa valeur initiale (Adani et al. 2002).

Par l'intermédiaire d'un procédé biologique aérobie, les degrés de compostage et de bioséchage dépendent des paramètres du procédé, les plus significatifs étant la température, l'apport d'oxygène, de débit d'air et la teneur en eau initiale du matériel.

Pour un procédé de compostage, la température, l'approvisionnement en oxygène et la teneur en eau doivent être conservés à des valeurs optimales pour permettre le bon fonctionnement du procédé. Par contre, pour un procédé de bioséchage il faut déterminer la combinaison des paramètres qui permettra de maximiser la température de l'effluent gazeux tout en minimisant la température matricielle. Ceci permettra l'obtention de taux d'assèchement élevés et minimisera la biodégradation du matériel pour préserver sa valeur calorifique.

L'étude menée par Adani et al. (2002) démontre qu'à un faible débit d'air, la matrice atteint des températures matricielles plus élevées et les préserve plus longtemps et vice versa pour un débit d'air élevé. Cependant, tous les essais en laboratoire démontrent une diminution de la température matricielle jusqu'à des températures ambiantes, le temps nécessaire à l'obtention de températures ambiantes étant plus long pour les essais avec faible débit d'air. L'index de respiration a indiqué que le contenu en eau pour chacun des essais était suffisant pour assurer une activité microbienne. Il a aussi été démontré que pour les essais à faibles débits, l'arrêt de l'activité microbiologique est attribuable à une minéralisation complète du matériel. Pour l'essai à débit plus élevé, des analyses ont démontré que le contenu de solides volatiles n'était pas limitant pour l'activité microbienne. Considérant que le contenu en eau était suffisant pour soutenir l'activité microbienne, il est plausible que l'arrêt de l'activité microbiologique à débit plus élevé serait potentiellement attribuable à la non-disponibilité des nutriments aux microorganismes par le manque de solubilisation.

L'observation clé de l'étude réside en la température matricielle près de la sortie d'air, auquel nous référons comme étant la température de sortie. L'étude démontre que la température matricielle de sortie est la même pour tous les essais, peu importe le débit d'air. Le niveau de séchage est donc fonction du débit d'air.

2.8 Réacteurs autochauffants – Échelle de laboratoire

Le réacteur de bioséchage, tel un système de compostage, est un réacteur autochauffant. Un réacteur autochauffant implique un approvisionnement de chaleur provenant uniquement de la masse microbienne pour obtenir les températures nécessaires au fonctionnement de procédé et s'appuie seulement sur l'isolation externe pour les maintenir (Mason et Milke 2005). Vu les ratios surface par volume importants, ce type de réacteur est particulièrement sujet à d'importants gradients de température et d'humidité et des pertes de chaleurs significatives. Les pertes de chaleur à l'échelle de laboratoire et l'échelle pilote peuvent être minimisées par une isolation adéquate pour refléter les pertes à pleine échelle. Dans de tels systèmes, il est recommandé que des profils de température et d'humidité soient identifiés pour mesurer le degré d'activité microbiologique. Des études antérieures ont déterminé des productions maximales d'énergie biologique dans une plage de 20-38 W/kg-MS (Masson and Milke 2005).

2.9 Étude préliminaire du procédé de bioséchage Bio-Déshydratation Solutions Inc.

Des essais préliminaires en laboratoire ont été réalisés par Frei et al. (2004) afin de caractériser le procédé de bioséchage en discontinu et pour déterminer la faisabilité du procédé de bioséchage selon la configuration établie. Une analyse technico-économique d'un système de bioséchage à pleine échelle a été complétée pour démontrer l'application éventuelle de cette technologie pour l'industrie canadienne des pâtes et papiers.

Les essais préliminaires ont été réalisés dans un réacteur de 1 m³ (1000 L) ayant deux conduites localisées de part et d'autre au fond du réacteur et une troisième conduite au centre. Cette configuration a permis de faire circuler l'air en configuration positive et négative, soit deux conduites d'approvisionnement et une d'extraction et vice versa. Afin de déterminer l'effet du ratio boues/écorces sur la performance du réacteur, le débit d'air a été conservé à ~25 SCFM (standard cubic feet per minute) pour chacune des trois expériences. Trois ratios boues :écorces ont été analysés soient, 1 :1, 2 :1 et 4 :1, le ratio de 2 :1 permettant un taux de séchage plus élevé. Les pertes de carbone, attribuées à une génération interne de chaleur, ont été évaluées entre 5,5% et 18,0%.

L'analyse technico-économique a dressé un portrait économique de l'implantation du système de bioséchage dans le contexte des usines de pâtes et papiers canadiennes. Le coût en capital du système de bioséchage ainsi que les coûts d'opération ont été évalués

pour plusieurs scénarios d'usines. La période de recouvrement est d'environ 2 ans et demi.

Une analyse de sensibilité a aussi été réalisée dans le cadre de l'analyse économique pour les multiples paramètres ayant un impact sur la période de recouvrement. Il a été déterminé que les quatre paramètres qui ont un impact important sur la performance du système sont: la siccité initiale du mélange, le temps de traitement dans le réacteur, le ratio de boues:écorces, et la température matricielle du réacteur et les pertes de carbone qui lui sont associées. L'analyse de sensibilité a aussi permis d'établir le type d'usine pour lesquelles l'implantation de la technologie de bioséchage serait avantageuse soit : (a) les usines possédant les installations nécessaires à la combustion de la biomasse, (b) celles qui disposent de la quasi-totalité de leurs boues ou la totalité de leurs boues par l'enfouissement et/ou l'épandage agricole, (c) les usines qui ont l'espace nécessaire à l'implantation du système à proximité des chaudières et finalement, (d) celles qui attribuent une fraction importante de leur budget à l'achat de combustibles fossiles (Frei et al. 2005).

Les résultats de l'analyse préliminaire se sont donc avérés très prometteurs. Certaines lacunes ont été repérées telle la répétitivité des essais ainsi que l'uniformité de la matrice poreuse devant être caractérisées. D'autre part, une modélisation technique du procédé fournirait une explication relativement complète du procédé. Une corrélation entre le phénomène de séchage et le processus biologique nécessite une analyse

appropriée. D'autre part, vu l'importance de la production d'énergie biologique pour le procédé, une quantification de cette production devient nécessaire au développement du procédé.

Chapitre 3 : Méthodologie

3.1 Méthode Analytique

3.1.1 Protocoles expérimentaux

La méthode analytique de ce projet est basée sur une série de sept (7) expériences en laboratoire. Le tableau 3.1 illustre les protocoles expérimentaux des sept essais.

Le bioséchage est un procédé pour lequel ni la température de l'effluent gazeux (qui influence la capacité de l'air à contenir de l'eau) ni le débit d'air (qui affecte la capacité du système à éliminer l'eau) mais bien la combinaison des deux paramètres qui doit être considéré. Par le fait même les protocoles expérimentaux ont été conçus pour permettre de déterminer leur impact sur le procédé ainsi que leur interrelation. De plus, les protocoles ont été établis pour déterminer l'impact des paramètres d'opération, soit le débit et le changement directionnel d'air. Considérant le nombre d'essais, un temps de résidence (aussi un paramètre d'opération) a été fixé à 15 jours pour chacune des expériences. D'autre part, pour permettre de valider la répétitivité du procédé, le quatrième protocole a été appliqué à trois expériences. Finalement, pour éliminer les risques de chemins préférentiels dans la matrice poreuse, les essais exécutés à débits plus élevés ont requis un mélange de la matrice à un intervalle de temps de 72 heures (basé sur l'information obtenu lors de la première étude).

Tableau 3.1: Protocoles d'expérimentation selon les trois paramètres d'opération

Protocoles	Débit	Intervalle de temps entre les changements directionnels d'air	Intervalle de temps entre le mélange de la matrice poreuse
(#)	(cfm/m ³)	(hres)	(hres)
1	4	- ^a	- ^a
2	8	- ^a	- ^a
3	8	12	- ^a
4	8	- ^a	72
5	16	- ^a	72
6	16	- ^a	72
7	16	- ^a	72

a : “-” pas applicable

Les protocoles d'échantillonnage et de préparation pour les analyses de siccité et les analyses élémentaires se trouvent à l'annexe B.

3.2 Matériels

3.2.1 Caractérisation et préparation du matériel brut

Des boues mélangées (primaires et secondaires) ainsi que l'écorce ont été fournies par une usine de fabrication de pâte thermomécanique. L'usine, localisée au Québec, produit du papier surcalandré et non couché et possède deux machines à papier, chacune d'une capacité annuelle de 252 000 tonnes métriques. Généralement, la boue est composée d'environ 45% de boues primaires et de 55% de boues secondaires.

Les boues mixtes et les écorces ont été collectées à l'usine pour ensuite être acheminées vers Montréal pour un trajet d'une durée approximative de 24 heures. Les boues et les écorces sont mélangées dès la réception du matériel pour minimiser le temps d'exposition aux conditions anaérobies qu'occasionne le voyageant dans des contenants scellés de 45 gallons. Les essais en laboratoire ont tous été fait avec un ratio boues : écorces ciblé de 2 :1 (base sèche), tel que suggéré par Frei et al. (2004).

La caractérisation du matériel inclus la siccité des boues, des écorces et du mélange et une analyse élémentaire de carbone, hydrogène, soufre et azote (C :H :S :N). Le tableau 3.2 illustre les caractéristiques initiales des matériaux. La siccité des boues et écorces a été analysée par Bodycote Canada Inc., un laboratoire indépendant et certifié. Pour chaque expérience, trois échantillons représentatifs d'environ 30 g ont été pris de la matrice poreuse (boues et écorces), ainsi que des boues et écorces séparément. Les analyses élémentaires (C :H :N :S) ont été réalisées par le laboratoire de chimie de l'Université de Montréal, un laboratoire indépendant et certifié, à l'aide d'un appareil d'analyses élémentaires (Fisons Instruments SPA, modèle EA1108). Les échantillons nécessaires aux analyses élémentaires étaient d'environ 10 milligrammes de masse sèche. Pour s'assurer d'une bonne représentation, les échantillons étaient préparés en utilisant trois échantillons de 5 kg de masse sèche de boues séchés à 105°C pendant une période de 24 heures. Les trois échantillons secs étaient broyés et mélangés pour s'assurer de l'homogénéité et de la bonne représentation de l'échantillon.

Tableau 3.2: Caractérisation du matériel

	E1	E2	E3	E4	E5	E6	E7
Ratio visé	2,0:1,0	2,0:1,0	2,0:1,0	2,0:1,0	2,0:1,0	2,0:1,0	2,0:1,0
Ratio réel	2,0:1,0	2,0:1,1	2,0:1,0	2,0:1,0	2,0:1,0	2,0:1,0	2,0:1,2
Siccité initiale boues (%)	20,3	20,0	19,4	19,2	22,1	23,4	21,2
Siccité initiale écorces (%)	47,0	49,1	46,8	33,6	38,6	39,7	50,3
Analyses (%)							
C	35,8	40,5	35,1	42,3	41,8	32,3	33,1
H	5,2	5,5	5,1	6,2	5,9	4,9	5,0
N	2,6	3,0	3,2	2,3	1,6	1,9	2,0
S	0	0	0	0	0	0	0
Ratio C:N initial	16	15	15	19	26	17	17

Pour chacun des essais, la nature des boues et des écorces était quelque peu différente. Initialement, la boue était brune pâle, quelque peu granuleuse et de texture fibreuse et collante. Les écorces étaient composés de morceaux de différentes grosseurs, variant de morceaux de bois d'environ 0,15m x 0,01m x 0,01m allant jusqu'au brin de scie.

La siccité initiale des boues est variable, soit entre 19,2% à 23,4% tandis que celles des écorces a varié selon une plage beaucoup plus importante soit de 33% à 50%. Malgré la variabilité de la siccité du matériel, les ratios réels de boues : écorces ont été semblable au ratio visé de 2 :1 (base sèche). Les pourcentages de carbone sont variables d'un essai à l'autre. La quantité minimale de matériel nécessaire à l'analyse (1 mg de masse sèche) peut être expliquée, en partie, cet écart. Les analyses obtenues pour l'hydrogène et l'azote sont très semblables et démontrent également l'absence de soufre dans le matériel. D'autre part, des ratios de C /N de valeurs situées entre 15-30 indiquent généralement qu'une croissance microbienne active peut être escomptée, de plus les ratios de moins de 30-35 indiquent qu'il est probable de constater une perte d'azote sous forme de volatilisation d'ammoniaque.

3.2.2 Montage expérimental

Les expériences ont été réalisées dans un réacteur de bioséchage d'une capacité de 1-m³ illustré à la figure 3.1. La conception et la construction du réacteur ont été réalisées par Bio-Déshydratation Solution Inc., une entreprise québécoise spécialisée dans la valorisation énergétique des résidus. Cette entreprise cherche à adapter sa technologie brevetée au séchage biologique des boues mixtes en provenance des usines de pâtes et papiers.

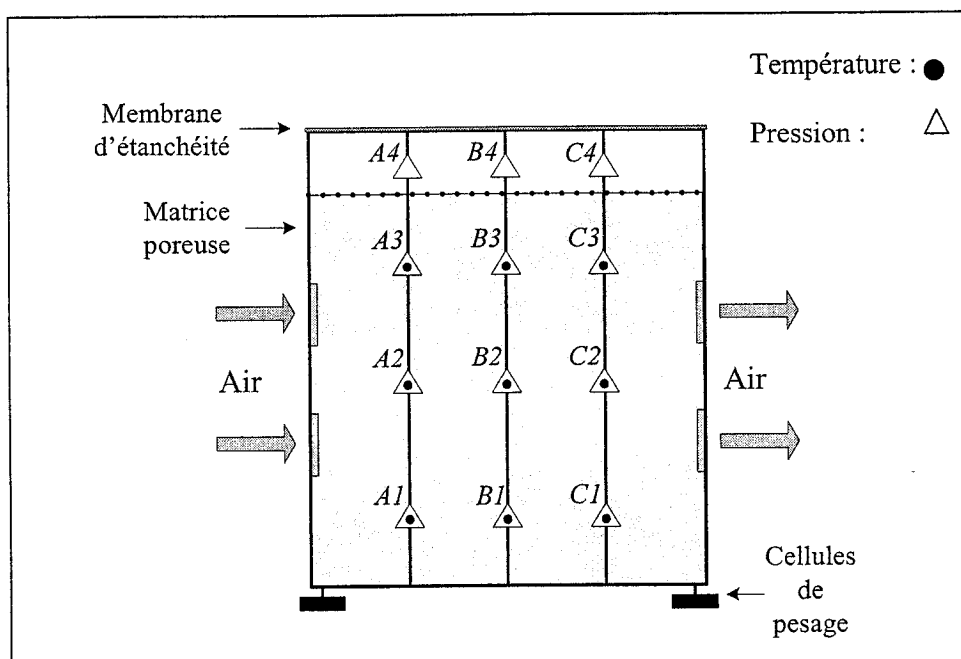


Figure 3.1: Schéma du réacteur de bioséchage

Quatre conduites, soit deux paires, sont localisées à 0,33 m et 0,66 m du fond du réacteur. Le réacteur se trouve sur quatre cellules de pesage situées aux quatre coins de ce dernier pour ainsi mesurer la perte de masse totale (eau et carbone) dans le temps. La température, l'humidité relative, le débit et la pression d'air de l'influent et de l'effluent gazeux ont été mesurés dans les conduites. Neuf (9) points de mesure de température et douze (12) points de mesure de pression sont situés à l'intérieur du réacteur. Les points de mesure de température et de pression sont répartis également à travers la matrice, tels qu'illustrés à la figure 3.1. Trois points de pression sont localisés au-dessus de la matrice poreuse pour s'assurer de la pression négative du système. Les valeurs des paramètres mesurés sont enregistrées par un système

d'acquisition automatique. Suite à l'acquisition des données de pression au-dessus de la matrice poreuse, les débits d'air sont automatiquement ajustés pour préserver le débit déterminé.

3.2.3 *Procédure expérimentale*

Les boues et écorces ont été pesées à l'aide d'une cellule de pesage pour l'obtention d'un ratio boues/écorces de 2 :1 (base sèche), mélangées à l'aide d'un malaxeur à ciment électrique pour permettre une meilleure homogénéité du mélange à traiter et ensuite déposés dans le réacteur de bioséchage. Une fois rempli, le réacteur a été scellé à l'aide d'une membrane de plastique et la mise en fonction du réacteur est démarrée. La procédure expérimentale de remplissage du réacteur détaillée se trouve à l'annexe B.

3.2.4 *Bilan massique*

Le taux d'assèchement a été déterminé selon deux approches et vérifié par une troisième. Les deux approches comparées ont été les suivantes :

- 1) Approche 1 : Mesure de masse du réacteur dans le temps par l'intermédiaire des cellules de pesage localisé sous le réacteur;
- 2) Approche 2 : Un bilan massique a été calculé en utilisant les propriétés mesurées de l'influent et de l'effluent gazeux.

La première méthode reflète la perte de masse totale, incluant ainsi la perte de carbone (attribuable à l'activité microbiologique) et la perte d'eau du drain (forces de compaction et gravitationnelle) et la perte d'eau du procédé (vapeur d'eau contenue dans l'effluent gazeux). Pour déterminer la perte d'eau du procédé, la concentration de dioxyde de carbone (CO_2) a été mesurée dans l'effluent gazeux à l'aide de tubes Gastec d'une plage de 100-4000 ppm. Par l'intermédiaire d'analyses élémentaires (carbone, hydrogène, soufre et azote) les proportions des composantes du substrat ont été établies. La production d'eau cellulaire en provenance de l'oxydation microbienne du substrat a été calculée de façon approximative en utilisant la composition élémentaire du substrat, les concentrations de dioxyde de carbone et la formule d'oxydation du substrat.

La seconde méthode détermine uniquement la perte d'eau. Le bilan massique est calculé à l'aide des propriétés de l'influent et de l'effluent gazeux telles que la température, l'humidité relative, la pression dans les conduites et le débit d'air. La loi d'Antoine est utilisée pour calculer la tension de vapeur qui est ensuite utilisée pour calculer la pression partielle de la vapeur d'eau et l'humidité absolue de l'air. En calculant le débit d'air sec, le taux d'assèchement est obtenu. Le bilan massique détaillé se trouve à l'annexe C.

Les taux d'assèchement obtenus selon des deux premières méthodes détaillées sont ensuite vérifiés par des analyses de siccités. Pour ce faire neuf (9) échantillons initiaux

(trois de boues, trois d'écorces et trois du mélange boues/écorces) et douze (12) échantillons finaux (neuf répartis également dans la matrice poreuse et trois du mélange final brassé) sont envoyés pour fin d'analyse dans un laboratoire certifié indépendant. Plus de détails concernant l'échantillonnage se trouve à l'annexe B (partie B.2).

3.2.5 Bilan énergétique

Le bilan d'énergie peut être présenté comme suit:

$$\text{Accumulation} = \text{Intrants} - \text{Extrants} \pm \text{Transformation}$$

Le terme d'accumulation réfère à l'énergie sensible en provenance de l'échauffement et/ou le refroidissement de la matrice poreuse dans le réacteur. Les intrants inclus l'énergie interne de l'influent gazeux (l'énergie cinétique et potentielle étant négligeable). Les extrants inclus l'énergie interne de l'effluent gazeux, l'énergie latente d'évaporation de l'eau extraite, l'énergie interne de l'eau drainée de même que les pertes de chaleur. Le terme de transformation réfère à l'énergie biologique produite par la masse microbienne. La figure 3.2 illustre le bilan énergétique.

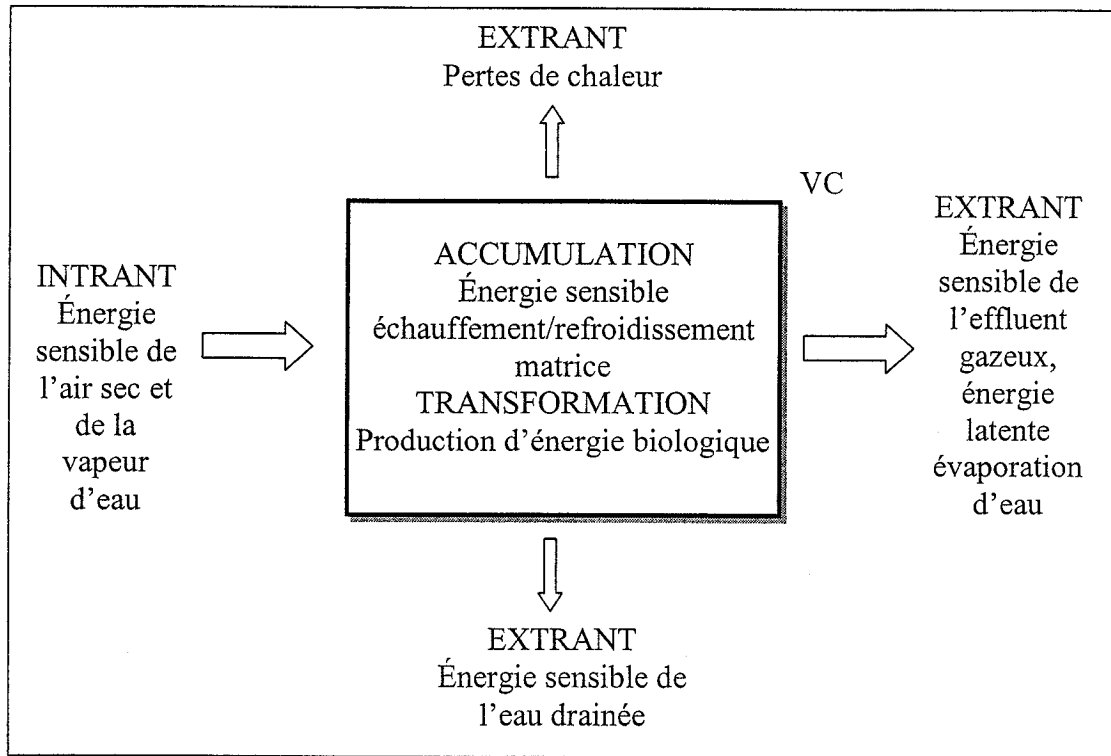


Figure 3.2: Représentation schématique du bilan énergétique du réacteur de bioséchage

L'équation générale du bilan énergétique peut être présentée de façon plus spécifique comme suit :

$$\frac{d}{dt}(mcT) = \sum(HG)_{in} - \sum(HG)_{out} + UA(T - T_a) + \frac{dE_{bio}}{dt}$$

Où m est la masse de la matrice poreuse (kg), c la chaleur spécifique de la matrice poreuse (KJ/kg°C), T est la température de la matrice (°C), t le temps (s), H_{in} (KJ/kg) et G_{in} (kg/s) sont l'enthalpie et le flux massique des intrants et extrants gazeux (air sec et vapeur d'eau), U est le coefficient de transmission de chaleur général, A est la surface d'échange thermique (m²), T_a est la température atmosphérique (°C), et E_{bio} est

le terme de génération d'énergie biologique (KJ) qui est calculée par différence. Le bilan énergétique détaillé se trouve à l'annexe C.

Chapitre 4 : Modélisation technique du procédé discontinu de bioséchage à l'échelle de laboratoire

4.1 Présentation de l'article

L'article inclut dans ce mémoire a pour titre "Experimentation and Technical Modeling of a Batch Biodrying System". L'article a été soumis à la revue Drying Technology, une revue scientifique axée principalement sur la science, la technologie et l'ingénierie du séchage et de la déshydratation. Les coauteurs sont Simon Jasmin, M. Ing., et Dr. Paul Stuart, ing. Ph.D.

Pour faire suite à la première étude réalisée sur le réacteur de bioséchage, l'article présente une modélisation physique du procédé. Plus spécifiquement, les points suivants y sont abordés :

- 1) La répétitivité des essais en laboratoires;
- 2) L'impact de la non-uniformité d'un système discontinu;
- 3) L'influence du débit sur le taux d'assèchement et sur l'activité microbienne (par l'intermédiaire de bilans massiques);
- 4) La quantification de la consommation de carbone;
- 5) La quantification d'énergie biologique produite par l'intermédiaire d'un bilan énergétique;
- 6) La corrélation entre le phénomène physique de séchage et le phénomène biologique de croissance microbienne.

4.2 Experimentation and Technical Modeling of a Batch Biodrying System

4.2.1 Abstract

Combustion is an increasingly attractive sludge management option for the pulp and paper industry, because this approach permits recovery of the sludge's calorific value, which in turn reduces fossil fuel consumption. In this study, a biodrying process was further developed for drying mixtures of sludge and bark to levels that can be economically and efficiently combusted in existing woodwaste boilers. The process uses forced aeration to remove moisture from the fixed porous matrix and drying rates are enhanced by the exothermic metabolic activity of aerobic microorganisms naturally present in the sludge. Experimental bench scale tests were completed. The physical and biological processes occurring in the reactor were examined and described. It was found that microbial population acclimatization was the most influential parameter for obtaining high drying rates in a short period of time. Energy balances showed that average biological energy production rates varied between 23 - 39 W/kg of dry sludge.

4.2.2 Introduction

Environmental regulations implemented in Canada in the late 1990's have led to an increase in the amount of residual mixed sludge being produced by the pulp and paper industry, especially at mills that implemented the activated sludge treatment (AST) process. The current shift towards the production of deinked pulp from waste paper is also contributing to an increase in residuals. The resulting increase in sludge

production has raised environmental and economic challenges for which the industry is seeking solutions (ADI 2005).

In the past, the Canadian pulp and paper industry favoured landfilling as a sludge disposal approach, followed by combustion and land spreading (and/or composting). Currently, and even more so with the ratification of the Kyoto Accord, the trend is shifting towards combustion. Sludge combustion results in a reduction in waste volume and landfill costs, but more importantly, it allows for recovery of the heating value of the sludge, which in turn can reduce fossil fuel consumption and thereby greenhouse gas production. Usually, mixed sludge from dewatering is a sticky and fibrous material with a high moisture content and a low heating value. It is typically necessary to use significant amounts of supplemental fossil fuel to burn sludge with high moisture content in order to stabilize boiler operation.

4.2.3 Background

Dewatered sludge has a moisture content of approximately 75-80%, consisting mostly of bound water, including interstitial, surface, and intercellular water. The removal of residual bound and unbound water to achieve a minimum of 33% dryness is necessary to burn the sludge autothermically (Silva et al. 2005).

A novel biodrying process is examined in this study. It is an energy efficient process for drying a mixture of sludge and woodwaste to levels that can be economically and efficiently combusted in boilers. The laboratory scale biodrying system, a 1-m³ batch reactor, uses forced aeration to remove moisture from the porous matrix. The drying rates are enhanced by the exothermic metabolic activity of aerobic microorganisms naturally present in the sludge. In the mill context, the full-scale biodrying process would be integrated between the dewatering process and the hog fuel boiler (Frei et al. 2004).

Preliminary experimental work performed by Frei et al. (2004) determined that a sludge to woodwaste ratio of 2:1 (dry mass basis) provided acceptable pneumatic conditions. That study illustrated that internal heat generation raised temperatures to peak values of approximately 65°C, and that carbon losses from biological activity ranged from 5.5% to 18%. The results highlighted a clear correlation between peak temperatures and the rate of water removal. The study also included a techno-economic analysis that demonstrated the economic viability of the technology in the Canadian pulp and paper industry. Preliminary work conducted by Frei et al. (2004) on the novel biodrying process concluded that initial results were very promising and that further process exploration and optimization of the batch system were warranted.

In the biodrying process, air is injected and extracted by blowers. There are two main mechanisms by which moisture is removed: convection and diffusion. Convection is

mainly related to the air flow rate, temperature, and humidity, whereas diffusion is related mostly to the moisture distribution within the particle. In the process, the porous matrix is dried by convection, and when the surface water concentration becomes less than that of bound moisture, a water gradient is present and moisture removal depends on capillary and diffusion forces (Kneule et al. 1964).

The biological heat provided by aerobic mesophilic and thermophilic microorganisms naturally present in biological (secondary) sludge is essential to the biodrying process. The biodrying reactor is a self-heating reactor, thus implying it relies solely on microbial heat production to obtain the required process temperatures, and relies only on external insulation to maintain it (Mason and Milke 2005). Due to their high surface area to volume ratios, laboratory self-heating reactors are particularly subject to temperature and moisture gradients as well as to relatively high heat losses. Although heat losses can be mitigated by means of proper insulation, these losses will impact heat accumulation and the duration of the thermophilic phase, potentially reducing the extent of drying from metabolic heat (Mason and Milke 2005). When working with these systems, it is recommended that the horizontal and vertical temperature profiles as well as moisture distribution be identified to determine the degree of microbial activity.

The general microbial growth population cycle has four growth stages (Madigan et al. 1997). In the first phase, the lag period, new cellular components are synthesized

without necessarily increasing the microbial mass. In the exponential phase, there is a rapid microbial growth initiated by mesophilic microorganisms, which generate heat by their metabolism and raise the temperature to a point where their own activities are suppressed. The third phase, the stationary phase, is triggered by the occurrence of environmental constraints. In other self-heating reactors, such as composting systems, aerobic microorganisms are potentially subject to the following environmental constraints: lack of nutrients, water, and oxygen, out of range temperatures and pH levels, as well as an accumulation of toxic waste produced by the cells. The continuous presence of these environmental constraints will lead to the forth phase, the final death phase.

Composting and biostabilization are processes that involve the degradation of easily degradable organics to reach higher levels of biological stability (Adani et al. 2002). Biodrying seeks to dry the biomass while minimizing the biodegradation of the material in order to preserve its calorific value. Laboratory tests conducted by Adani et al. (2002) emphasized the inverse correlation between biodrying and biodegradation: fast biodrying results in low biological stability, whereas biodegradation results in high biological stability. For composting (and biostabilization), temperature, oxygen, and moisture must be kept within an optimal range to ensure high degradation, thus ensuring stability of the material. In a biodrying process, parameters need to be controlled to increase drying and to reduce organic matter degradation. For biodrying, a combination of two parameters must be taken into account: air flow rate (which

directly affects the ability of the system to eliminate water) and outlet air temperature (which directly affects the ability of the air to contain water) (Adani et al. 2002). For the biodrying reactor configuration used in this study and in many others, it is the outlet air temperature that must be considered, and not the average matrix temperature as in biostabilization.

The objective of this study was to investigate the physical and biological phenomena of the biodrying process using a 1-m³ laboratory scale porous matrix batch reactor. More specifically, this study aimed to model the biodrying process. Mass balances were used to determine water removal and to quantify carbon loss attributed to biological activity, and energy balances were completed to quantify biological heat production.

4.2.4 Experimental procedure

Materials

The pulp and paper sludge used in this study was obtained from a Quebec mill that uses a thermomechanical pulping (TMP) process. The sludge is a mixture of primary (mainly cellulose fibre) and secondary (mainly biological materials) sludge in a proportion of approximately 45% to 55% by dry mass basis. This sludge is commonly referred to as mixed sludge.

Mixed sludge and bark were collected on-site and shipped in 45 gallon barrels. All experimental runs were completed with a mixture of sludge and bark with a ratio of 2:1 (dry mass basis) as suggested by Frei et al. (2004). Upon arrival at the laboratory, materials were mixed based on mill information concerning dryness levels, which were later confirmed by laboratory analysis. Material characterization included dryness, elementary analysis (carbon, hydrogen, nitrogen, and sulphur), and initial matrix temperatures. For each experiment, three initial representative samples of the well mixed porous matrix (approximately 30 g) were used for dryness analyses performed by Bodycote Canada Inc. Initial elementary analyses of the sludge were conducted by Université de Montreal's independent certified laboratory on three representative samples of the dry porous mixture (approximately 10 mg). To ensure samples were representative of the non-uniform porous matrix, 5 kg of wet sludge were dried at 105°C for a 24-hour period. The dried samples were then powdered and mixed together to ensure uniformity of the three samples analyzed by the laboratory.

Table 4.1 summarizes the results from the initial material characterization analysis obtained for each of the seven experiments. The initial dryness of the sludge and bark mixture as well as the elementary analysis results were similar to values found in the literature. The C/N ratios of 15-30 indicated a potential for active microbial growth (Haug 1993).

Table 4.1: Material characterization

Experiments	1	2	3	4	5	6	7
Sludge dryness (%)	20.3	20.0	19.4	19.2	22.1	23.4	21.2
Bark dryness (%)	47.0	49.1	46.8	33.6	38.6	39.7	50.3
Sludge Analysis							
% C	35.8	40.5	35.1	42.3	41.8	32.3	33.1
% H	5.2	5.5	5.1	6.2	5.9	4.9	5.0
% N	2.6	3.0	3.2	2.3	1.6	1.9	2.0
Initial C:N ratio	16	15	15	19	26	17	17
Initial matrix	16	20	20	16	15	27	24
temperature (°C)							
Time of shipment	24	24	24	24	48	24	24
in sealed barrels							
(hrs)							

Experimental apparatus and set-up

The experiments were carried out in a 1-m³ lab scale batch reactor provided by Bio-Dewatering Solutions Inc., and schematically illustrated in Figure 4.1. Two sets of conduits were located at 0.33 m and 0.66 m from the bottom of the reactor. Temperature (T), pressure (P), relative humidity (RH), and airflow rates (Q) were measured in the inlet and outlet air flows. Within the reactor, data was automatically collected every four minutes at 12 pressure points and 9 temperature points. During each data acquisition cycle, the air flow rate was adjusted to maintain a constant and

equal flow out of the reactor. The total mass of the porous matrix was monitored by four load cells located beneath the reactor. The reactor was covered with a plastic membrane to seal the system for mass and energy balance purposes. Conduit valves provided the option of manually inverting the air flow direction.

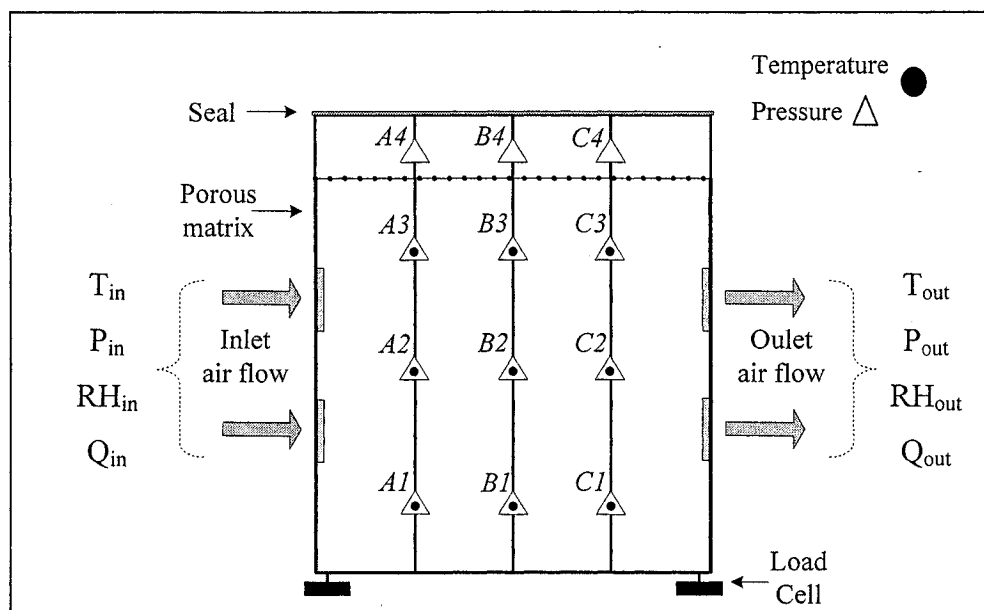


Figure 4.1 : Schematic diagram of the lab scale batch biodrying reactor

4.2.5 Methodology

Experimental Approach

The reactor was filled with a mixture of sludge and bark. Both materials were weighed and mixed together in a cement mixer. There are three critical operating parameters: residence time, flow rate, and time interval between inversions of air flow direction. Mixing of the porous matrix every 72 hours was necessary in certain experiments to

minimize potential short-circuiting of air through the porous matrix, especially at higher flow rates. In total, seven experiments were carried out at specific flow rates, and each had a residence time of 15 days. Protocols were established to study the effect of air flow rates, inversion of air flow direction, and to assess experimental repeatability. The following table summarizes the seven protocols tested within the scope of this study.

Table 4.2: Experimental conditions

Experiments	Flow rate (cfm)	Time interval between change in air direction (hrs)	Time interval between mixing of matrix (hrs)
1	4	- ^a	- ^a
2	8	- ^a	- ^a
3	8	12	- ^a
4	8	- ^a	72
5	16	- ^a	72
6	16	- ^a	72
7	16	- ^a	72

a: "-" not applicable

Mass Balance

The rate of water removal from the porous matrix was determined using two methods:

- Method 1: measuring the mass of the reactor and its change over time using the load cells;
- Method 2: calculating the water balance of the reactor using measured parameters, i.e., inlet and outlet air properties.

The first method reflects the total mass loss, including both carbon loss (due to biological activity) and water loss (from drying). To determine the water loss measured by load cells, carbon loss and microbial water production were subtracted from the total mass loss. Carbon loss was calculated based on carbon dioxide (CO₂) concentrations measured in the gaseous effluent using CO₂ sampling tubes. Cellular water produced by microbial aerobic oxidation of substrate was calculated based on the elementary composition of the substrate (approximated by an initial elementary analysis) in combination with carbon dioxide concentrations (measured in exit air). The second method accounts only for water loss (including water produced by microbial activity). The net mass flow of water in and out of the reactor was calculated based on air flow rate, temperature, pressure, and relative humidity measurements. Antoine's Law was used to determine the vapour tension, which was then used to calculate the partial pressure of water vapour in the air to determine the absolute humidity of the air. Using dry air flow rates, drying rates were then calculated.

Water removal results obtained by both methods were confirmed by dryness analyses using 12 representative material samples. Treated material samples were taken at each temperature probe location (see Figure 4.1), and three samples were taken following mixing of the treated material.

Energy Balance

The energy balance of the biodrying system is schematically represented in Figure 4.2. The accumulation term refers to the sensible heating and/or cooling from the mixture of wet sludge and bark in the reactor. The input is limited to the internal energy of the incoming moist air, whereas the outputs include the internal energy of moist air, the latent heat of evaporation of the water vapour extracted, the internal energy of the water drained, and heat losses. The transformation term refers to the biological heat produced by the microorganisms.

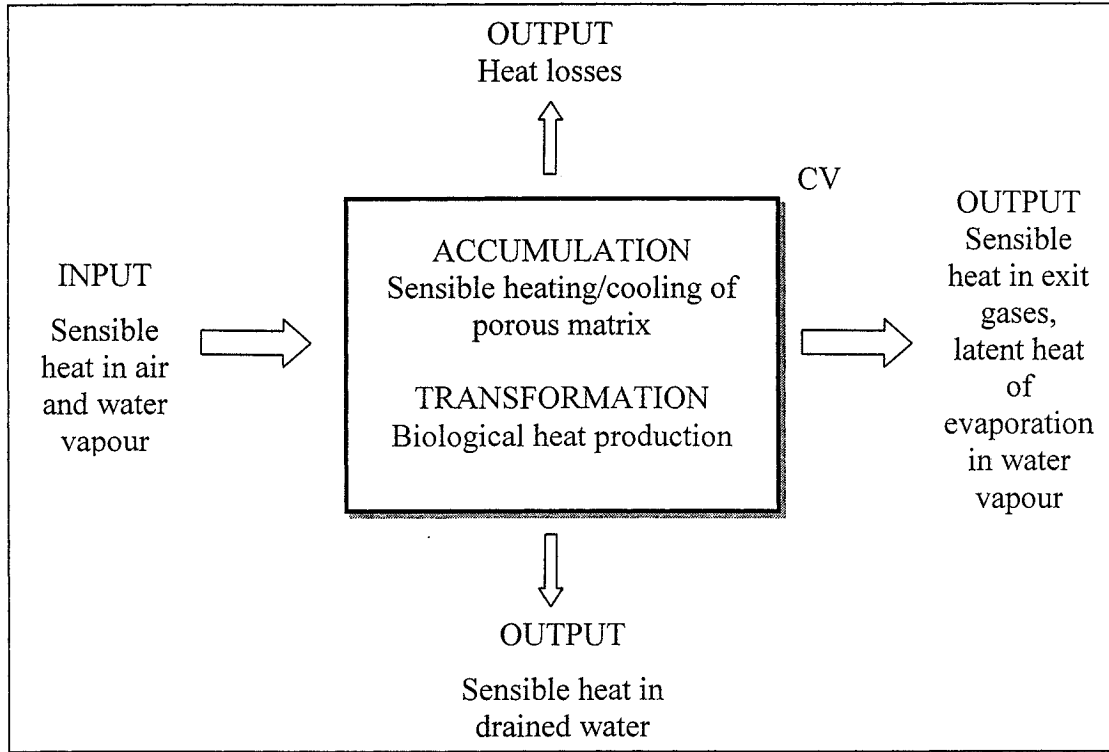


Figure 4.2: Schematic representation of the biodrying energy balance

The energy balance equation can be written more specifically as:

$$\frac{d}{dt}(mcT) = \sum(HG)_{in} - \sum(HG)_{out} + UA(T - T_a) + \frac{dE_{bio}}{dt}$$

where m is the mass of the porous matrix (kg), c the specific heat of the porous matrix (KJ/kg°C), T is the temperature of the matrix (°C), t the time (s), H_{in} (KJ/kg) and G_{in} (kg/s) are the enthalpy and the mass flux, respectively, of the inlet and outlet components (dry air and vapour), U is the overall heat transfer coefficient, A is the heat transfer area (m²), T_a is the atmospheric temperature (°C), and E_{bio} is the biological

energy production term (KJ). The biological energy production term was solved for by difference.

4.2.6 Results and discussion

Experiment repeatability

Initial material properties, such as initial dryness (mixed sludge & bark), C/N ratio, time of shipment (i.e., time material spent in sealed containers until arrival) and initial matrix temperature, all have an impact on microbial growth and consequently on the drying rate. To determine the impact of the initial material properties, the last experimental protocol was performed in triplicate with three different material samples (Experiments 5, 6, 7). Material characterization for the three experiments is presented in Table 4.1.

Figure 4.3 presents the cumulative mass loss for triplicate experiments. The bold line represents the mean cumulative mass loss. The error bars represent one standard deviation from the mean. After 15 days of treatment, the average cumulative mass loss was 223 kg +/- 23 kg for average initial water content of 474 kg, representing a 47% decrease. The variability in the three curves is due to measurement errors and more significantly, to initial material variability and its impact on the drying rate.

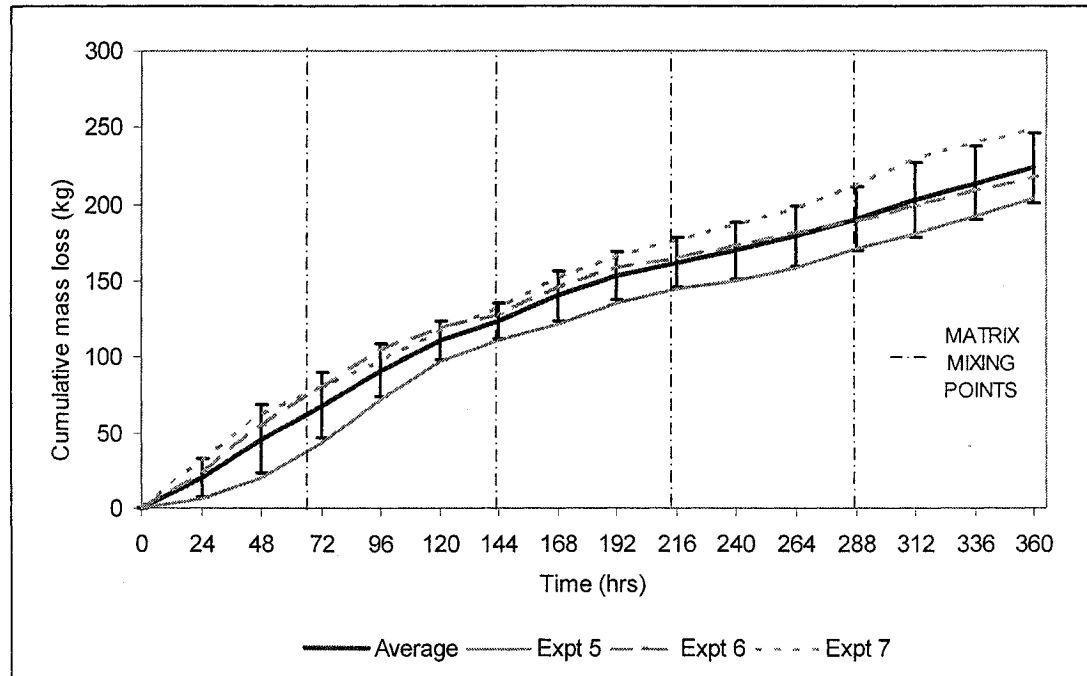


Figure 4.3: Experimental repeatability – cumulative mass loss of Experiments 5, 6, 7

Matrix uniformity

Matrix uniformity refers to an even distribution of the porous matrix properties. Material properties of the matrix were found to be non-uniform, as illustrated by measured matrix temperatures and water content, shown in Figure 4.4 (high water content areas are qualitatively illustrated by dotted squares). The non-uniformity of the porous matrix was observed through uneven water distribution in the matrix. With the exception of points A1 and A3, this was reflected by the temperature profile distribution, i.e., areas with higher water content correspond to areas with higher temperatures. For each experiment, maximum spatial temperature gradients ($\approx 50^{\circ}\text{C}$)

occurred at the beginning of the experiment. They declined exponentially throughout the experiments to approximately 20°C in the final days of treatment. Lack of uniformity is mostly attributed to the batch configuration and to flow patterns (unidirectional air flows throughout the experiment). Material compaction and air flow direction (from left to right) caused areas of greater water content to exist in the bottom fraction of the matrix and on the right side of the reactor towards the outlets. As matrix temperatures characterize microbial activity, non-uniform temperatures within the matrix reflect uneven microbial activity throughout the porous matrix. Mixing of the porous matrix every 72 hours made matrix properties more uniform, temporarily reducing the impact of limiting parameters on microbial growth (see temperature peaks following mixing in Figure 4.5). Minimizing the impact of limiting parameters, particularly the impact of moisture content, triggered a temporary increase in microbial growth rate (≈ 12 hrs).

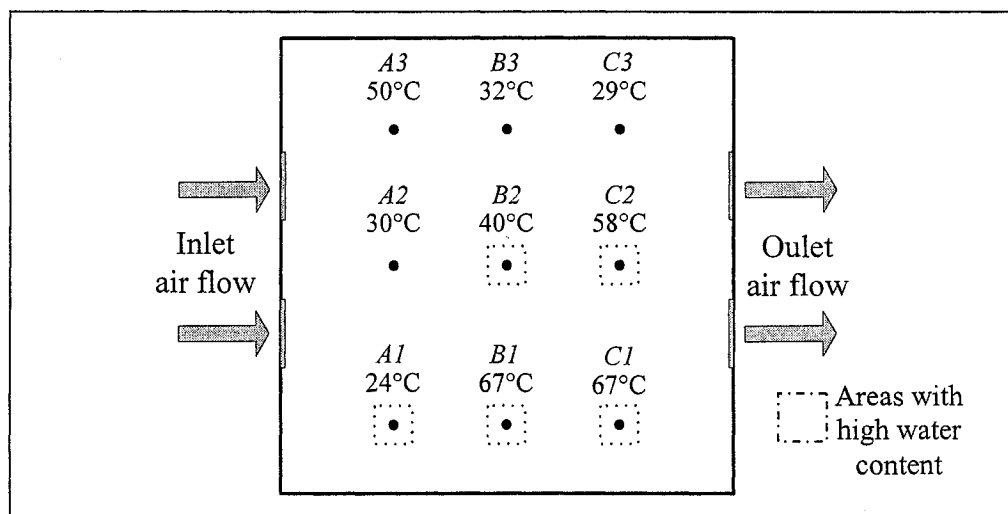


Figure 4.4: Example of matrix temperatures at peak drying rate – Experiment 6

4.3 Mass Balance

The matrix drying rate is mostly a function of air flow rate and of outlet air temperature. In Figure 4.5, greater drying rates are observed for higher air flow rates and vice versa. Figure 4.5 also illustrates that the drying rate curves follow the same trend as the outlet air temperature curves.

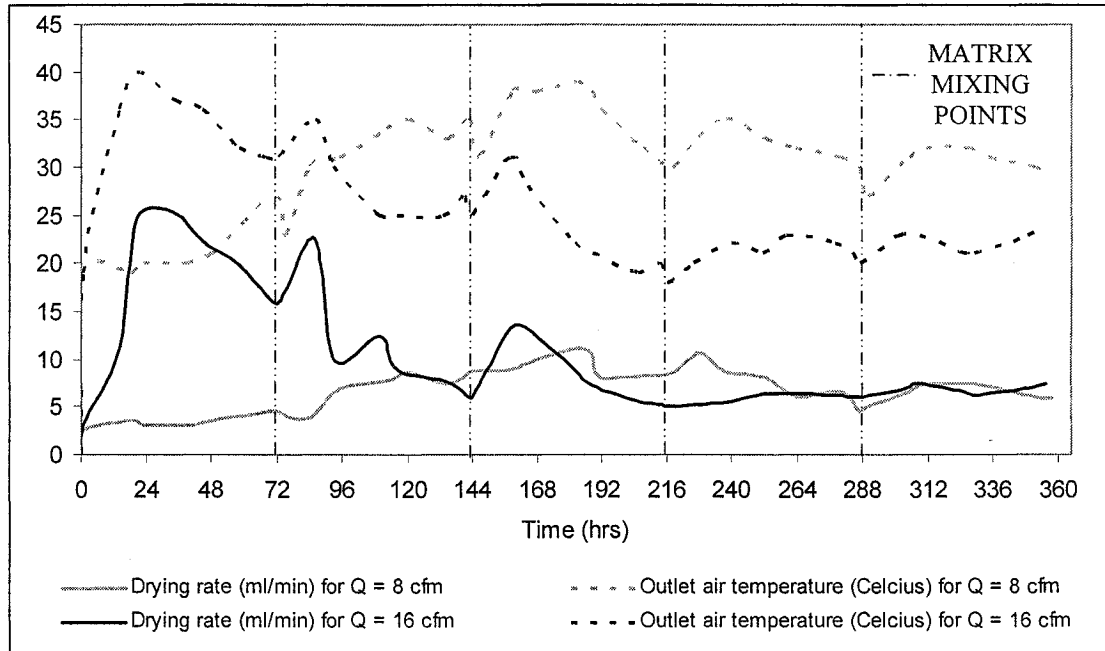


Figure 4.5: Outlet air temperature and matrix drying rate trends – Experiments 2 and 6

Water removal results obtained from both methods indicate potential experimental errors in the range of 3-10%. Total water removal was confirmed by dryness analyses. Table 4.3 presents the global (average) experimental results obtained for each experiment. Outlet air relative humidity was 100% throughout all the experiments. For a 15-day treatment time, the average water fraction removed was 12%, 25%, and 45% of the initial water content for experimental air flow rates of 4 cfm/m³, 8 cfm/m³, and 16 cfm/m³, respectively. Results show that over 15-day treatment periods, an estimated 8-10 kg of water was produced via cellular activity, representing approximately 1% of the initial water content in the porous matrix. The fraction of carbon consumed from the initial dry mass was measured to be approximately 8%, 7%,

and 6% for air flow rates of 4 cfm/m³, 8 cfm/m³, and 16 cfm/m³, respectively. The results appear to be similar to those obtained by Adani et al. (2002); low flow rates favour biodegradation and higher flow rates favour biodrying.

Table 4.3: Average experimental results

Experiment description			Microbial carbon consumption (g/min/cfm)	Water removal	
#	Air flow rate (cfm)	Particularity		(ml/min/cfm)	(ml/min)
1	4	none	0.14	0.49	1.97
2	8	none	0.06	0.76	6.11
3	8	Air flow inversion (12 hrs)	0.06	0.63	5.07
4	8	Matrix mixing (72 hrs)	0.08	0.77	6.15
5	16	Matrix mixing (72 hrs)	0.03	0.60	9.64
6	16	Matrix mixing (72 hrs)	0.03	0.62	9.91
7	16	Matrix mixing (72 hrs)	0.03	0.62	9.94

Energy Balance

Calculated average biological heat production values for 15-day treatment times are presented in Table 4.4. These values are similar to those found in the literature, i.e., in the range of 20 – 38 W/kg-DM (Mason and Milke 2005).

Table 4.4: Average biological heat production

Experiment #	Average biological heat production (W/kg-DM)
1	35
2	23
3	25
4	39
5	20
6	27
7	23

Figure 4.6 illustrates the production of biological heat as well as outlet air temperatures and average matrix temperatures throughout Experiment 6. Although average rates of biological energy concur with the data found in the literature, Figure 4.6 indicates that these rates fluctuate well above and below the average values. Figure 4.6 shows all three curves have similar trends. Similarity between the biological heat production and the outlet air temperature curves is partially attributed to the fact that the biological term is calculated by difference, and the latent heat of vaporization is a function of the local outlet air temperature. The general trend of the drying rate and the biological heat production curves are similar, confirming that the outlet air temperature curve reflects the degree of microbial activity.

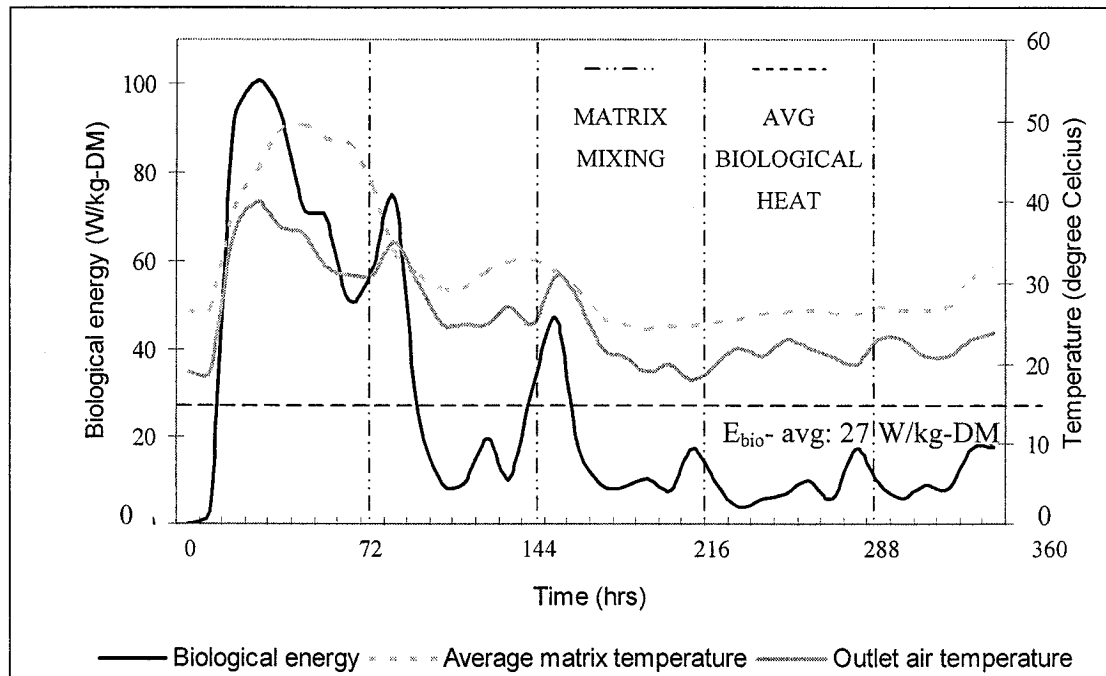


Figure 4.6: Biological heat production rate – Experiment 6

The most significant terms of the energy balance are those of biological heat production and latent heat of evaporation. Changes in the sensible heat of the material in the reactor and heat losses were found to be minimal. Heat losses were expected to be small as the walls and bottom of the reactor were insulated, leaving the 1-m² top plastic membrane as the predominant heat loss surface area. A multiple regression was performed to determine the most and least influential parameters of biological energy production. The relations were linear with the following results:

- Most influential: C/N ratio, initial matrix temperature;
- Least influential: initial sludge and bark dryness, storage time of material prior to treatment.

Correlation of physical and biological phenomena

To illustrate the correlation between the physical phenomenon of water removal and the biological phenomenon of heat generation, the drying rate and local outlet air temperature curves have been divided into three periods. These will be referred to as follows:

- Period 1 (P1): Exponential rate period;
- Period 2 (P2): Declining rate period;
- Period 3 (P3): Stable period.

Each period corresponds to a portion of the microbial population growth curve as illustrated in Figure 4.7.

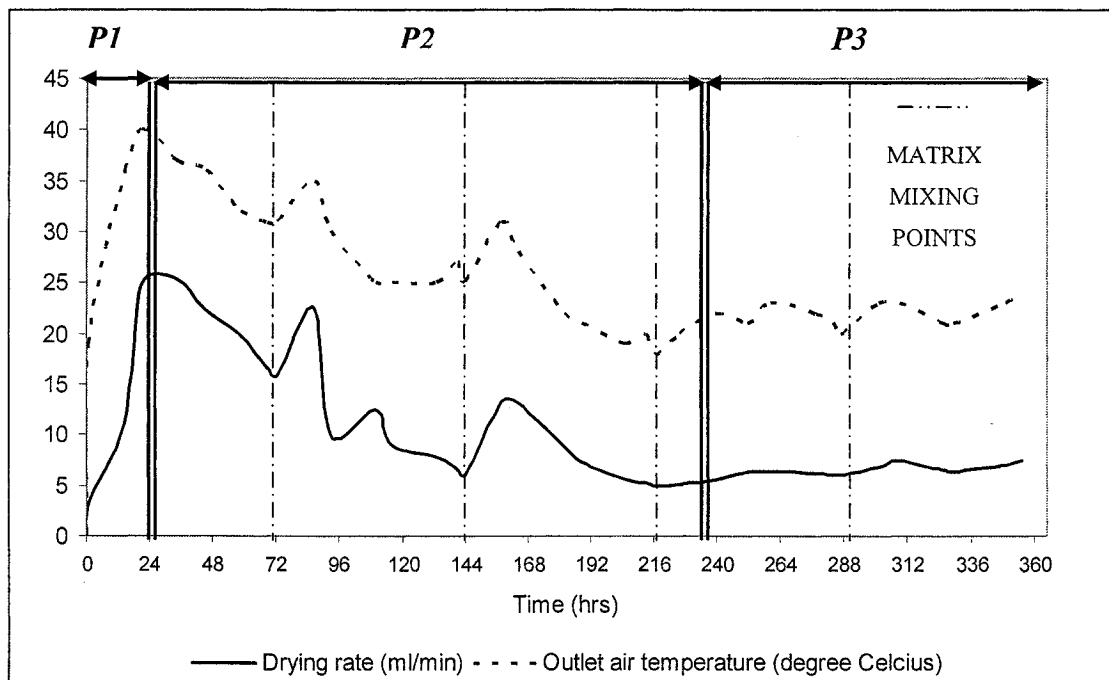


Figure 4.7: Three periods in the drying rate and outlet air temperature curves –
Experiment 6

Period 1 (P1): Exponential rate period

In the first period, the drying curve is characterized by a lag phase (in 5 of the 7 experiments), followed by an exponential increase to peak drying rates (in all experiments). A lag phase occurs in a given experiment because microbial acclimatization is required to adapt to a change in environmental conditions (Madigan et al., 1997). An exponential increase in the drying rate to peak drying rate values occurred during microbial exponential growth, i.e., during an exponential increase in cell count and/or cell size. In the microbial exponential growth phase, microorganisms

produce 40-60% excess energy, i.e., energy that is not required for cell maintenance or growth (Prescott et al., 1993). This excess energy from the cells is released in the form of heat and increases the temperature of the matrix (water evaporation rate). An increase in the temperature of the matrix near the outlets consequently increases the outlet air temperature (water holding capacity of air). Thus outlet air temperature is a function of microbial growth. Period 1 of the drying rate curves corresponds to the exponential growth phase of the microbial population. Cell counts on samples taken before and after the first period confirmed that cell concentrations increased from approximately 10^6 CFU/g to 10^8 CFU/g. These numbers are comparable to those observed in microbial populations of mesophilic bacteria and thermophilic actinomycetes during aerobic composting (Haug 1993).

Period 1 is defined by the time interval required to reach peak drying rates, which is a function of microbial growth rate, and by the peak drying rate, which is a function of cell yield. Table 4.5 illustrates the variations in these two parameters for each experiment.

Table 4.5: Exponential rate period (Period 1) characterization

Exp.	Air flow rate (cfm)	Initial matrix temperature (°C)	Lag phase duration (hrs)	Time interval to peak temperature (hrs)	Peak outlet air temperature (°C)	Peak drying rate (ml/min/ cfm)
1	4	16	≈ 36	141	37	1.0
2	8	20	≈ 24	85	39	1.4
3	8	20	≈ 24	60	39	1.4
4	8	16	≈ 36	183	39	1.4
5	16	15	≈ 36	193	35	1.2
6	16	27	≈ 0	21	40	1.6
7	16	24	≈ 0	17	46	1.9

Variations between experiments in these two phenomena could be attributed to an environmental constraint such as air supply and/or initial properties of the sludge such as C/N ratio, moisture content, and initial matrix temperature. To determine which of these variables had the greatest impact on the time interval to peak drying rate and the peak drying rate itself, a multiple regression was performed. As expected, the general outcome was the same for both defining parameters of Period 1 as it was for the biological energy production, indicating that the most influential parameters were initial matrix temperature and C/N ratios. Differences in the initial material properties

contributed to variations observed with respect to experimental protocol repeatability (Figure 4.3).

For each experiment, average values of oxygen supply were calculated to be above the acceptable range, i.e., higher than 0.8 - 8.0 mg O₂/gmVS-hour (Haug 1993). Initial C/N ratios and moisture contents were measured to be in the range for active aerobic growth, i.e., between 15-30 and 20%-70%, respectively. Initial matrix temperatures were also in the acceptable range for survival of mesophilic microorganisms, i.e., greater than 8°C. Previous studies demonstrated composting temperatures below 20°C significantly hinder process microbial activity (Liang et al. 2003). Results presented in Table 5 show that low initial matrix temperatures appear to be acceptable for microbial growth, yet they result in longer lag phases as greater acclimatization of the microbial population is required. This is not likely to be an issue in a full-scale system, where hot dewatered sludge will be conveyed directly to the biodrying reactor. Low initial matrix temperatures lead to lower peak outlet air temperatures, likely due to smaller cell yield.

Period 2 (P2): Declining rate period

The second period defining the drying rate and outlet air temperature curves is identified as the decline rate period and is characterized by an exponential decrease in both curves (see Figure 4.7). A decreasing outlet air temperature indicates that microbial growth is slowing down to a steady rate. This suggests that the microbial population is entering the stationary phase of its growth cycle. Although no growth

usually occurs in the stationary phase, cell functions may continue, including energy metabolism, biosynthetic processes, and endogenous respiration. In some organisms, slow growth may even occur during the stationary phase (Madigan et al. 1997). The test results indicate that following the peak local outlet air temperature, the microorganism count remained the same for the remainder of the experiments ($\approx 10^8$ CFU/g), even as matrix temperature decreased. Potential limiting parameters that could trigger microorganisms to enter the stationary phase were evaluated as follows:

- Following peak drying rates, the matrix dryness was in the range of 26-31%, which represents a sufficiently high water content to ensure microbial activity;
- Oxygen supply was greater than the minimum required concentration for aerobic microorganisms, and remained constant throughout the experiments;
- It is highly unlikely that waste products such as carbon dioxide (CO₂) and ammonia (NH₃) would have accumulated to inhibitory levels, considering that a blower was extracting air, and there was likely only minimal formation of anaerobic pockets within the porous matrix.

The reduction in microbial growth was most likely due to depletion of available substrate and/or nutrients in the porous matrix. This would make substrate and/or nutrient availability the limiting factor responsible for the decrease in drying rate during the second period.

C/N ratios were relatively similar at the beginning and at the end of the process. The main limiting factor in biodegradation was likely due to limited bioavailability of the organic substrate/nutrients. Biodegradation rates depend on the dissolution rate, i.e., the rate of organic matter/nutrient transfer from the solid phase to the liquid phase. Reduction in available organic matter results in endogenous respiration, in which microorganisms utilize cell material for respiration without replacement, leading to a drop in cellular mass.

Other parameters such as high matrix temperatures and high water content could have contributed to the local decrease in cell count. At peak drying rates, some areas in the non-uniform matrix had temperatures surpassing 68°C, which could cause cell denaturation. These high-temperature zones can be attributed to the presence of anaerobic microorganisms, which were able to grow because high water content prevented proper air passage in these areas of the matrix. However, these local limitations are believed to have minimal impact on the overall lab scale system.

Period 3 (P3): Stable Period

The third period of the drying rate, referred to as the stable period, begins following approximately nine days of treatment. It is characterized by stable outlet air temperatures that are one or two degrees higher than ambient temperatures, and stable drying rates that are proportional to air flow rate only (illustrated in Table 4.6).

Table 4.6: Stable period (Period 3) - Average drying rates as a function of air flow rates

Flow rate (cfm)	Average drying rate – period 3	
	(ml/min)	(ml/min/cfm)
4	2	0.5
8	4	0.5
16	8	0.5

Effect of air flow inversion

The system's response to air flow rate inversion was observed in Experiment 3. Inverting the air flow direction causes the water front to switch direction, and water removed from the wet portion of the matrix is deposited in the dry outlet area (Frei et al. 2003). Passage of this water front most likely causes an increase in organic matter/nutrient dissolution, making it more available for microorganisms to consume. A comparison of two experiments operating at 8 cfm, with and without air flow inversion, shows that air flow inversion increased matrix temperature and decreased outlet air temperature. As mentioned earlier, it is the matrix temperature near the outlets that is significant in biodrying, whereas the average matrix temperature is significant in biodegradation. Hence, it is likely that for the current reactor configuration, air flow inversion favours biodegradation as opposed to biodrying.

4.3.1 *Summary of results*

This study examined the potential for biodrying pulp and paper mixed sludge using a novel 1-m³ batch reactor, which employs forced aeration to remove moisture from the porous mixture of mixed sludge and bark. Process drying rates were enhanced by the exothermic metabolic activity of aerobic microorganisms naturally present in the sludge.

Experimental results were systematically analyzed in order to infer the mechanisms of greatest importance occurring in the system. For the biodrying system configuration used in the study, the following was found:

- Good experimental repeatability was achieved in this study.
- The process variations that did occur were due mainly to initial sludge properties. Matrix non-uniformity was characterized by the matrix temperature distribution and was attributed primarily to the batch configuration and flow patterns.
- It was determined that the drying rate was mostly a function of air flow rate (capacity of system to extract water) and of local outlet air temperature (water holding capacity of the air). The outlet air temperature was a function of biological activity close to the air outlets.
- Three distinct drying periods were identified and correlated to microbial population growth periods. The periods are the following: 1) the exponential rate period, characterized by an exponential increase in the drying rate, is

mostly a function of the acclimatization of the microbial mass, 2) the declining rate period, characterized by an exponential decrease in the drying rate triggered by a lack of organic substrate/nutrient availability, and 3) the stable period, characterized by a stable drying rate, is mostly a function of the air flow rate.

- It was found that in this reactor configuration, air flow inversion favoured biodegradation rather than biodrying.
- Energy balances were completed and results show average biological energy production rates of 23 - 39 W/kg-DM.

4.3.2 Conclusions

Although some of the results from this study serve to confirm results obtained in previous studies, we made key contributions in regards to the laboratory scale batch biodrying reactor treating a mixture of mixed sludge and bark:

- 1) Acclimatization of the microbial mass is among the most influential parameters for obtaining high drying rates in a short period of time;
- 2) It is likely that organic substrate/nutrient availability becomes a constraint to microbial growth and hence is responsible for the decrease in drying rates.

Based on experimental results, the biodrying process appears to be a promising energy efficient drying technology, providing a potential solution to the problems inherent to

the combustion of wet sludge. The system configuration should be revised to avoid the anticipated potential issues related to a full scale batch system.

4.3.3 Acknowledgements

This project was financially supported by Bio-Dewatering Solutions Inc. The authors would like to thank Marc Lamontagne for his technical assistance.

4.3.4 References

- Adani, F., Baido, D., Calcaterra E., Genevini, P. 2002. The influence of biomasse temperature on biostabilization-biodrying of municipal solid waste. *Bioresource Technology*. 83:173-179.
- Frei, K.M., Cameron, D., Stuart, P.R. 2004. Novel drying process using forced aeration through a porous biomass matrix. *Drying Technology*. 22:1191-1215.
- Haug, R. T. 1993. *The Practical Handbook of Compost Engineering*. Boca Raton [Flor.]:Lewis Publishers.
- Kneule, F., Lassaigne, R., Zundel, A. 1964. *Le Séchage*, Paris :Editions Eyrolles.
- Silva, D.P., Rudolph, R., and Taranto, O.P. 2005. The drying of sewage sludge by immersion frying. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 22:271-276.
- Liang, C., Das, K.C., McClendon, R. W. 2003. The influence of temperature and moisture contents regimes on the aerobic microbial activity of a biosolids composting blend. *Bioresource Technology*. 86:131-137.

Madigan, M. T., Martinko, J. M. Parker, J. 1997. *Brock Biology of Microorganisms*. New Jersey:Prentice Hall.

Mason, I. G., and Milke, M. W. 2005. Physical modeling of the composting environment: A review. Part 1: Reactor systems. *Waste Management*. 25. 481-500.

Prescott, Harley, Klein. 1993. *Prescott, Harley, Klein – Microbiology*. U.S.A:W. C. Communications Inc.

Chapitre 5 : Modélisation économique

5.1 Étude antérieure

Tel qu'indiqué à la section 9 du chapitre 2, une analyse technico-économique du procédé de bioséchage a été réalisée antérieurement par Frei et al. (2005). Les conditions opérationnelles du procédé, utilisées lors de cette analyse, sont basées sur des essais préliminaires en laboratoire. Bien qu'elle présente une analyse détaillée des coûts en capital d'un système de bioséchage, l'analyse comporte quelques lacunes. Les principales lacunes repérées sont les suivantes :

- Des températures matricielles moyennes ont été utilisées pour calculer le taux d'assèchement moyen déterminant la performance du système alors que les températures d'effluent gazeux (changeant dans le temps) devraient être utilisées.
- La consommation énergétique quotidienne (soufflante et manutention) a été calculée pour la quantité de matériel total en traitement alors que cette consommation énergétique devrait être calculée pour la quantité de matériel traitée quotidiennement.

L'analyse économique de cette présente étude a corrigé ces lacunes pour permettre une évaluation économique du procédé plus précise et représentative. Finalement, des scénarios évalués dans cette analyse économique sont basés sur des conclusions obtenues par l'interprétation des résultats expérimentaux de la présente étude.

5.2 Objectifs

La modélisation économique du procédé à l'échelle réelle permet l'évaluation de la faisabilité économique d'implanter le système de bioséchage en configuration discontinue dans le cadre d'une usine de pâte et papier canadienne. Plus spécifiquement, la modélisation permet d'évaluer l'impact économique attribuable aux modifications apportées au procédé suite à l'interprétation des résultats expérimentaux par l'intermédiaire de trois scénarios.

5.3 Méthodologie

Le modèle économique du procédé à grande échelle a été établi. Après la sélection d'un cas de base, trois scénarios ont été élaborés à partir des résultats expérimentaux et de conclusions obtenus lors de cette étude. Le coût capital du système a été évalué sur la base des résultats découlant de l'analyse technico-économique du système réalisée par Frei et al. (2005), et sur la base du dimensionnement du procédé à grande échelle évalué par le fournisseur du système (Bio-Déshydratation Solutions Inc.). Ensuite, un modèle des coûts d'opération a été créé sur la base d'hypothèses clés concernant l'opération de la chaudière à biomasse. L'efficacité du système a été évaluée pour chacun des trois scénarios. Finalement, le taux de rendement ainsi que le délai de recouvrement ont été calculés pour évaluer le cadre de la rentabilité économique du projet. La figure 5.1 illustre schématiquement la méthodologie de l'analyse économique.

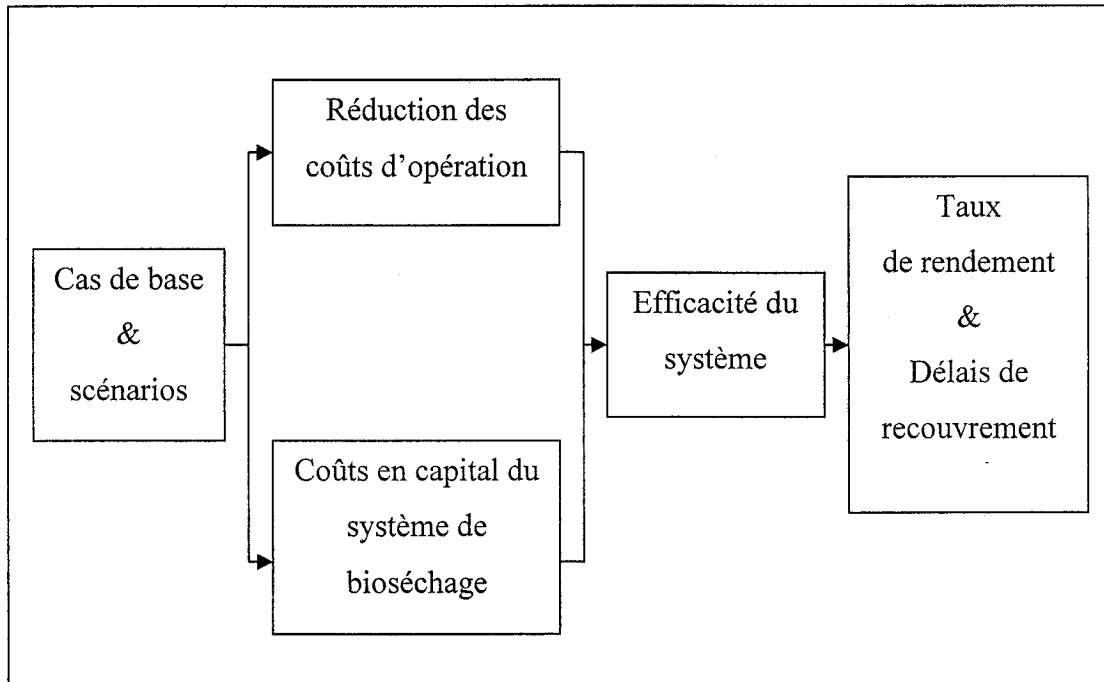


Figure 5.1 : Méthodologie de l'analyse économique

5.4 Modèle économique

5.4.1 Description du système à grande échelle

Le système de bioséchage discontinu à pleine échelle comprend deux réacteurs de dimensions fixes soit de 5m de hauteur, 5m de large et de 25m de profondeur, pour un volume de 625 m³/réacteur et de 1250 m³/système.

Le remplissage du réacteur se fait à l'aide de convoyeurs. La conception du réacteur discontinu inclut des convoyeurs localisés au fond du réacteur pour permettre l'extraction de la matrice poreuse sur une base continue. Deux paires de conduites sont

localisées au tiers du fond du réacteur (1/3 et 2/3). Chaque système comprend deux soufflantes pour permettre l'approvisionnement et l'extraction d'air. La tuyauterie du système est équipée d'instruments de suivi et de contrôle tels que des senseurs pour la température, l'humidité relative, et la pression. Le système est doté d'une boucle de recirculation permettant l'augmentation de la température de l'influent gazeux si nécessaire.

5.4.2 *Cas de base*

Le cas de base considéré est celui d'une usine de pâtes et papiers québécoise ayant une production quotidienne de 1800 tonnes sèches de papier. L'usine a une production de boues de 100 tonnes sèches par jour et une production d'écorces de 300 tonnes sèches avec des siccités moyennes de 26% et de 46% respectivement. Annuellement, 16% des boues produites sont enfouies et 84% sont brûlées dans la chaudière à biomasse. Actuellement, pour permettre leur combustion, les boues sont mélangées avec des écorces selon un ratio de 1 :3 sur une base sèche. Pour assurer le bon fonctionnement de la chaudière à biomasse, 22 000 m³/j de gaz naturel alimentent la chaudière.

Le tableau D.1 de l'annexe D présente le détail des paramètres considérés pour l'analyse économique. Les paramètres d'opération du système de bioséchage ont été déterminés selon les résultats obtenus en laboratoire pour la série d'essai de cette étude.

5.4.3 Scénarios

Les trois scénarios élaborés suite aux conclusions établies lors des essais expérimentaux sont présentés au tableau 5.1. Les conclusions tirées du volet expérimental du projet qui ont servi à l'élaboration des trois scénarios proposés sont les suivantes :

- 1) Le taux d'assèchement est principalement fonction du débit d'air (capacité du système à extraire de la vapeur d'eau) et de la température de l'effluent gazeux (capacité de l'air à contenir de la vapeur d'eau).
- 2) Les résultats démontrent que la température matricielle de sortie est semblable pour tous les essais peu importe le débit opérationnel d'air.
- 3) L'obtention rapide de taux d'assèchement élevés est fonction de l'acclimatation de la masse microbienne à son environnement.

Les trois scénarios évalués sont les suivants :

1. *Scénario 1* : Le premier des trois scénarios est le protocole réalisé à trois reprises sur le réacteur de bioséchage à l'échelle de laboratoire. Ce protocole a été retenu car c'est avec ce dernier que le meilleur taux d'assèchement de la série d'essais a été obtenu. Le débit d'air est de 16 cfm/m³ et des écorces sont utilisées comme agent structurant.
2. *Scénario 2* : Le deuxième scénario a été établi pour évaluer l'ampleur de l'impact économique qu'implique une augmentation significative du débit.

Pour ce deuxième scénario, le débit d'air a été doublé à 32 cfm/m³ et des écorces sont utilisées comme agent structurant.

3. *Scénario 3* : Le troisième scénario a été établi pour déterminer l'impact économique qu'aurait une réduction du temps d'acclimatation. Pour ce faire, l'utilisation des boues recirculées a été considéré comme agent structurant. L'hypothèse suivante a été posée quant à l'utilisation des boues traitées comme agent structurant : l'utilisation des boues traitées permet une acclimatation plus rapide de la masse microbienne. La réduction du temps d'acclimatation a été posée à 12 heures, soit une réduction de moitié de la période d'acclimatation moyenne observée lors des essais en laboratoire, soit une période d'une durée de 24 heures. La siccité initiale des boues traitées, utilisées comme agent structurant, est la même que celle du mélange traité, puisque ces dernières sont recirculées. Finalement, un débit d'air de 32 cfm/m³ a été considéré.

Tableau 5.1: Trois scénarios évalués

Scénarios #	Débit d'air cfm	Agent structurant	Période acclimatation heures
1	16	Écorces	24
2	32	Écorces	24
3	32	Boues traitées	12

5.4.4 Coût en capital

Les principales catégories du coût capital, ainsi que la fraction budgétaire de chacune d'elles, sont présentées au tableau 5.2.

Tableau 5.2: Répartition du coût en capital du système de bioséchage à l'échelle réelle

Catégories	Fraction budgétaire	Composantes
Structure du réacteur	25%	Structure de béton, couverture, réseau d'évacuation et de drainage, conduites d'aération, trappe d'accès, cage d'escalier, éclairage, plateforme
Soufflantes et tuyauterie	17%	Soufflantes, tuyauterie, valves, séparateur air/eau, système électrique
Manutention du matériel	34%	Distributeur à vis mobile, convoyeur, déchiqueteur à écorces, système électrique, chargeur.
Instrumentation et contrôle	4%	Sondes et détecteurs, système d'acquisition des données et logiciels
Coûts indirects	20%	Ingénierie, contractant, construction, mise en marche du système, contingence

Le volume minimum établi est l'équivalent d'un réacteur, soit un demi-système (625 m^3). L'augmentation du volume se fait par incréments de demi-système, soit d'un réacteur de 625 m^3 . Le facteur d'échelle utilisé a été évalué à $n=0,75$ (Perry et al. 1973). Tel qu'illustré à la figure 5.2, le coût capital du système est fonction du volume de boues à traitées et ce dernier est fonction du temps de traitement du matériel dans le système.

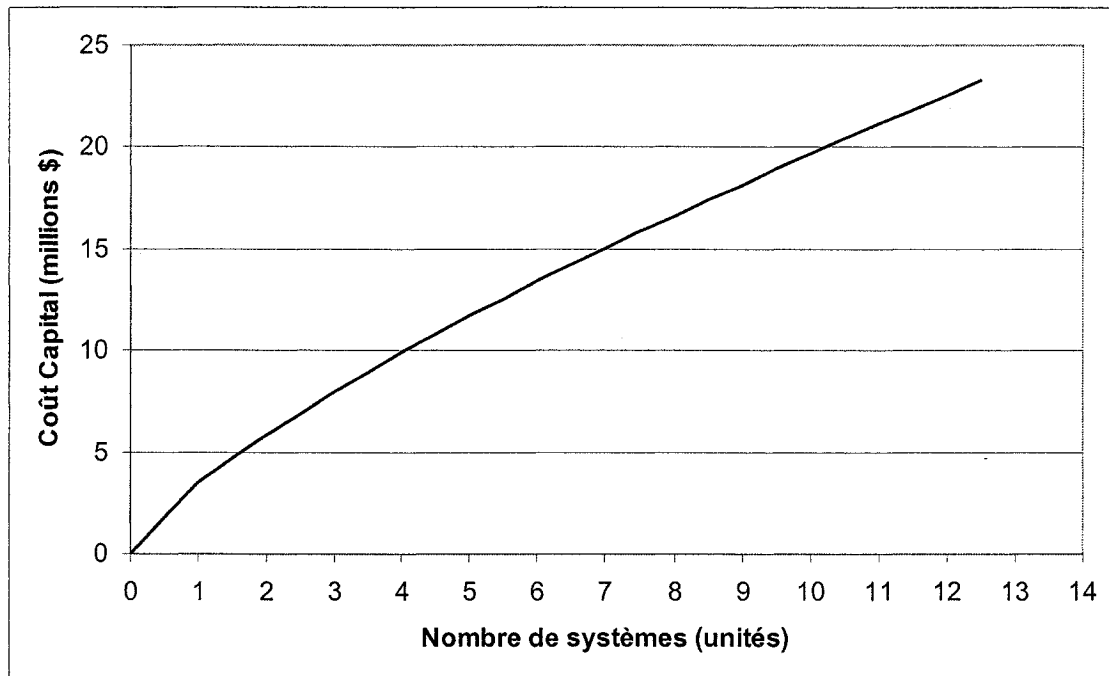


Figure 5.2: Coûts en capital du système de bioséchage

Les hypothèses suivantes ont été posées pour l'élaboration des coûts en capital :

- Peu importe le nombre de systèmes requis pour le traitement des boues, il est considéré que l'espace nécessaire à l'implantation du système de bioséchage sur le site de l'usine est disponible entre l'unité de déshydratation des boues et la chaudière à biomasse ;
- Il est considéré que les convoyeurs alimentant le système de bioséchage ont une longueur totale d'environ 200 m.

Il doit être noté que pour la longueur totale des convoyeurs considérés, le coût représente approximativement 5% du coût en capital. L'emplacement des systèmes de

bioséchage est donc un facteur important quant à l'évaluation économique de l'implantation d'un tel système.

5.4.5 Coûts d'opération

Les coûts d'opération ont été divisés en trois catégories comme suit :

1. *Les combustibles alimentant la chaudière à biomasse*

Les coûts reliés aux combustibles sont ceux de l'achat des écorces (si nécessaire) servant à l'alimentation de la chaudière et des combustibles fossiles nécessaires à la stabilisation de la chaudière à biomasse;

2. *L'enfouissement des matières résiduelles*

Les coûts reliés à l'enfouissement sont les coûts du tonnage.

3. *Consommation électrique & maintenance*

Les coûts reliés à la consommation électrique sont ceux qu'occasionnent le fonctionnement du réacteur de bioséchage et les équipements de manutention du matériel tels les convoyeurs. Les coûts annuels de maintenance sont estimés à 2% du coût en capital.

Les deux premières catégories de coûts d'opération, soit les combustibles alimentant la chaudière et l'enfouissement des matières résiduelles, sont fonction de la siccité finale du matériel. La troisième catégorie, la consommation électrique et la maintenance du système, est fonction du volume total du système nécessaire au traitement des boues.

Trois hypothèses clés, reliées aux coûts d'opération, sont à la base du modèle établi pour ces coûts. Ces hypothèses sont relatives aux opérations de l'usine et sont indépendantes de la performance du système de bioséchage.

Les hypothèses sont les suivantes :

1. *Hypothèse 1* : La siccité minimale du mélange traité doit être de 33% pour que le mélange soit envoyé à la chaudière à biomasse (Silva 2005). (Les résultats de l'analyse économique, présentés à la section suivante, commencent donc à 33% de siccité.)
2. *Hypothèse 2* : Pour une siccité de biomasse traitée à moins de 40%, l'apport énergétique en provenance des combustibles fossiles demeure stable (Frei et al. 2005). Pour le cas de base établi pour cette étude, la quantité de boues envoyées à la chaudière passe de 84% à 100% des boues produites lors de l'implantation du procédé de bioséchage. Ceci a pour effet d'augmenter la quantité d'eau envoyée à la chaudière. Bien qu'une augmentation de siccité, suite au traitement des boues par l'unité de bioséchage, diminue cette quantité d'eau envoyée à la chaudière, il demeure que la quantité d'eau totale est importante et nécessite une quantité significative de combustible fossile pour stabiliser la flamme de la chaudière.

3. *Hypothèse 3* : L'apport énergétique minimum du gaz naturel est de 4% de l'énergie totale produite par la chaudière. Un pourcentage minimum de combustibles fossiles doit être fixé pour deux raisons : 1) par prévention et 2) pour prendre en considération la variabilité de la siccité initiale des boues et écorces. La fraction minimum de gaz naturel (4%) a été calculée en considérant une siccité initiale minimum des boues et des écorces, soit une siccité respective de 15% et de 35%.

Les résultats de siccité présentés n'atteignent pas 80%, car une telle siccité limiterait toute activité microbienne, un élément essentiel au procédé de bioséchage (Haug 1993).

La figure 5.3 illustre le modèle des coûts d'opération en fonction de la siccité finale du mélange traité, c'est-à-dire, le modèle des coûts des combustibles (écorce et gaz naturel) ainsi que les coûts d'enfouissement pour le cas de base sélectionné.

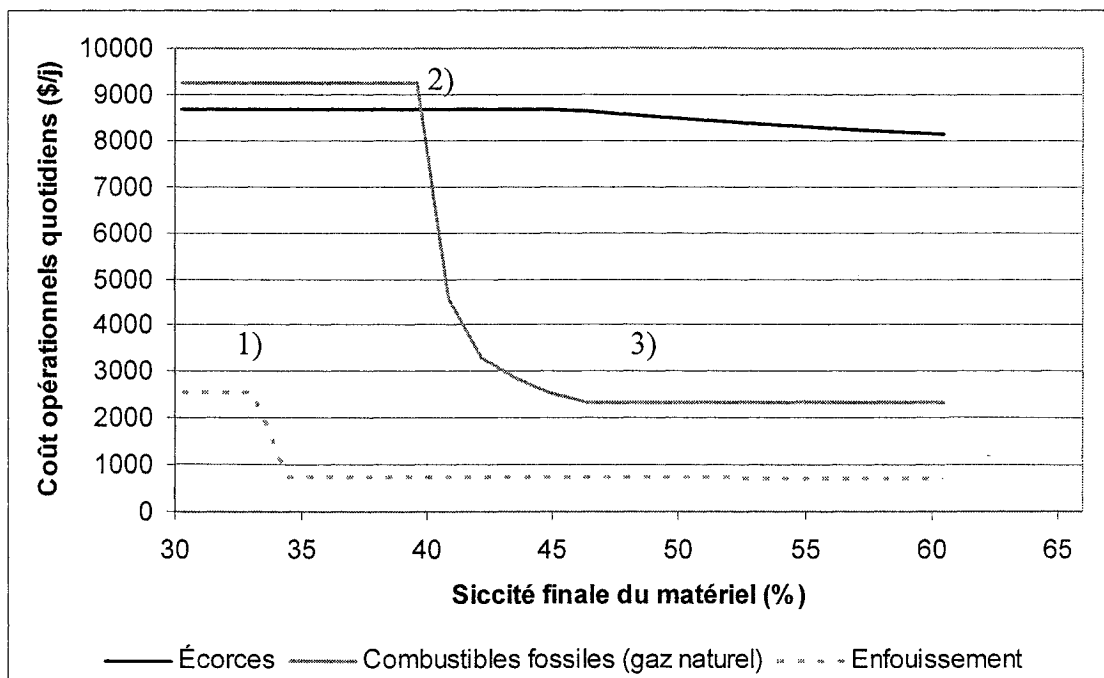


Figure 5.3: Coûts d'opération du système de bioséchage– Catégories : combustibles et enfouissement

La figure 5.3 reflète l'impact que les trois hypothèses posées précédemment ont sur les coûts d'opération soit :

- 1) Les coûts associés à l'enfouissement chutent à 33 % puisque le matériel traité dans le réacteur atteint la siccité minimum fixée pour sa combustion dans la chaudière. À plus de 33% de siccité finale, seules les cendres en provenance de la combustion des matières résiduelles sont enfouies. La quantité de cendres produites est indépendante de la siccité finale du matériel.

- 2) Les coûts associés aux combustibles fossiles (gaz naturel) demeurent stables jusqu'à 40% de siccité finale du matériel. À plus de 40% de siccité finale, le matériel traité contient une quantité d'eau acceptable pour permettre la réduction de la quantité de gaz naturel nécessaire à la stabilisation de la chaudière.
- 3) Les coûts d'opération, associés à la consommation de gaz naturel, deviennent stables au minimum acceptable à une siccité finale du matériel traité d'environ 48%. À ce même pourcentage de siccité, puisque nous avons établi un minimum acceptable de gaz naturel, la quantité d'écorces peut être réduite.

5.5 Résultats

5.5.1 Efficacité du système

La figure 5.3 illustre la siccité finale du matériel traité selon le temps de traitement.

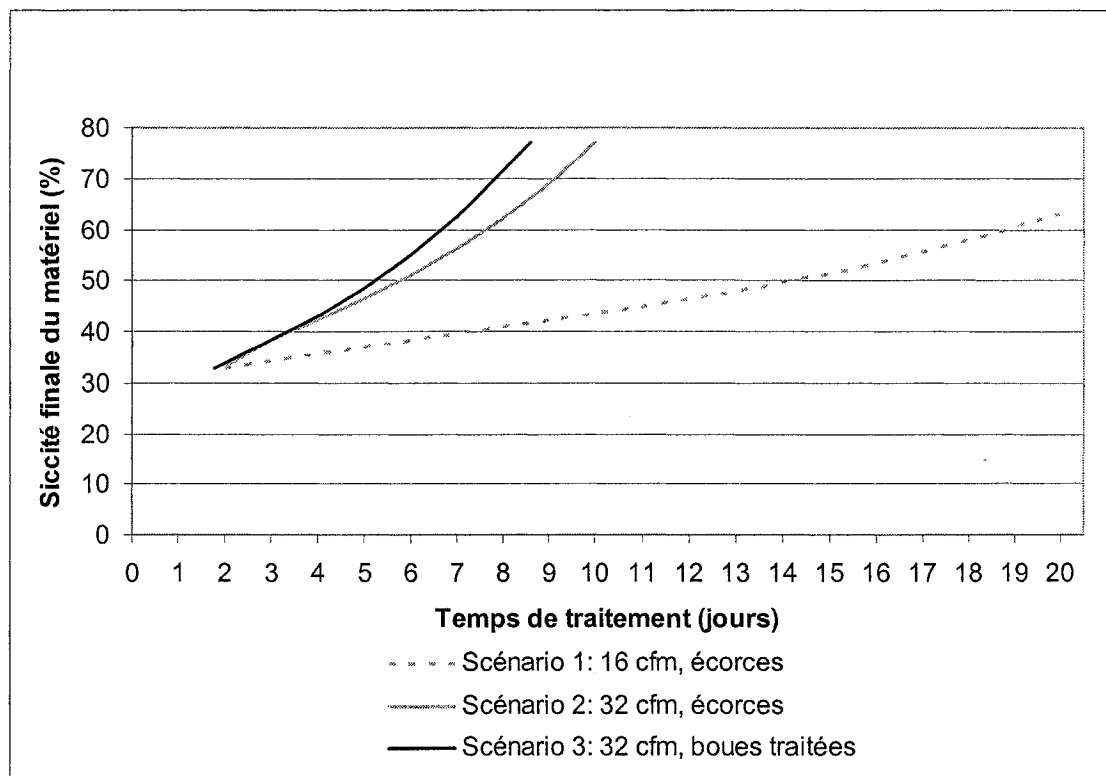


Figure 5.4: Siccité finale du matériel traité – trois scénarios

Un débit opérationnel d'air plus élevé engendre un meilleur taux d'assèchement. Pour un débit opérationnel d'air plus élevé, la pente de la courbe est plus prononcée, indiquant une augmentation de l'efficacité du séchage.

Puisque la siccité initiale des boues traitées, utilisées comme agent structurant, est celle du mélange traité à moins de 46% de siccité finale, la siccité de l'agent structurant du scénario 3 est moindre que la siccité de l'agent structurant du scénario 2 (écorces à 46%). Dans un tel cas, à moins de 46% de siccité finale, la siccité finale du scénario 3 (utilisant les boues traitées comme agent structurant) aurait dû être moindre que celle

du scénario 2 (utilisant des écorces à 46% de siccité). Cependant, il semble que la diminution du temps d'acclimatation engendré par l'utilisation des boues traitées ait compensé pour l'excès d'eau que cet agent structurant contient. À environ 44% de siccité finale, les deux types d'agent structurant, soit les écorces (scénario 2) et les boues traitées (scénario 3) ont des siccités finales de mélange relativement similaires. À plus de 46% de siccité finale, en plus d'une durée d'acclimatation moindre, la siccité des boues traitées (agent structurant) est plus élevée que celle des écorces. Ceci explique la démarcation de plus en plus prononcée dans le temps, entre la siccité finale du scénario 3 et celle du scénario 2.

5.5.2 Coût en Capital

La figure 5.4 illustre le coût capital en fonction de la siccité finale du matériel pour chacun des scénarios.

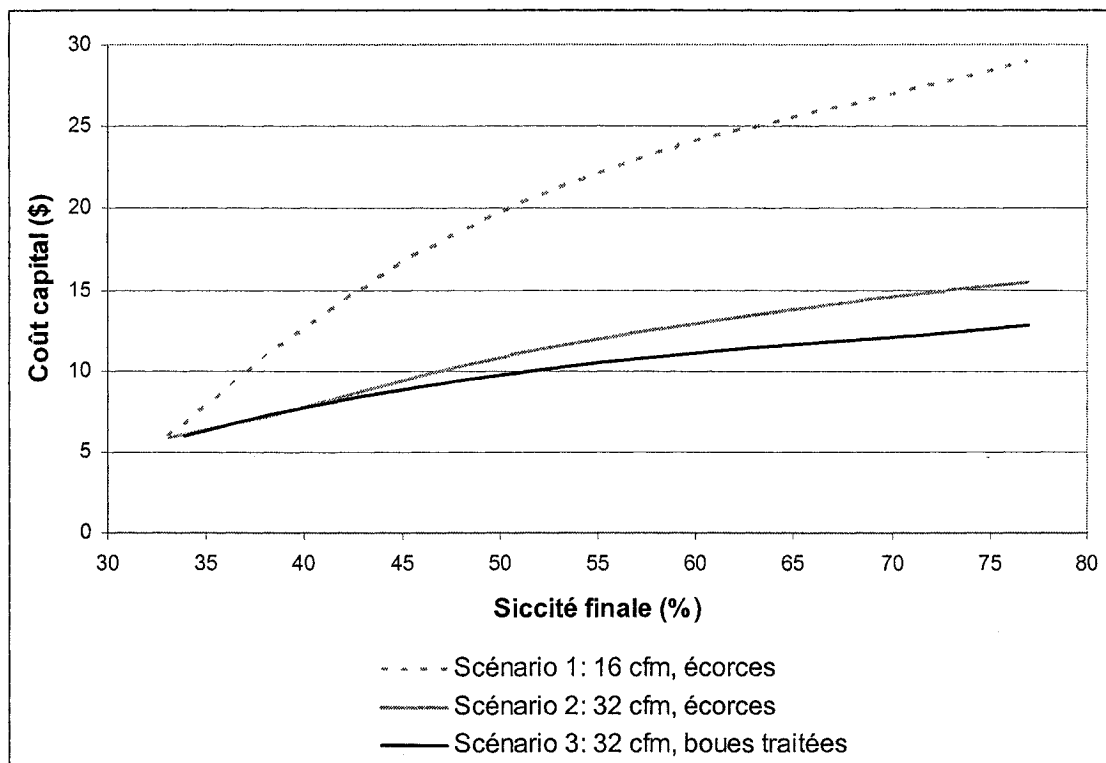


Figure 5.5: Coûts capitaux – trois scénarios

Comme il a été mentionné à la section 2.2, le coût en capital est fonction du volume de matériel à traiter. Plus le temps de traitement est long, plus la siccité finale sera élevée et par le fait même, plus élevé sera le nombre de réacteurs nécessaires au traitement. Pour l'obtention d'une même siccité finale, l'utilisation d'un faible débit d'air nécessite un temps de traitement plus important (et vice versa). Par le fait même, tel qu'illustré à la figure 5.4, un traitement des boues avec un débit opérationnel plus faible engendre un coût en capital plus important que pour un débit plus élevé. D'autre part, le coût capital d'un système utilisant des boues traitées comme agent structurant est quelque peu plus élevé lorsque la siccité de ces dernières est moindre que celle des écorces.

Lorsque les boues traitées ont une siccité plus importante que l'écorce, l'impact de la diminution de volume est plus important et engendre ainsi des coûts en capital moins élevés. Ceci est partiellement attribuable à la façon dont le volume total de réacteur nécessaire au traitement des boues du système est établi, soit par incrément de demi-systèmes.

5.5.3 Coûts d'opération

La figure 5.5 illustre les coûts d'opération quotidiens pour chacun des trois scénarios.

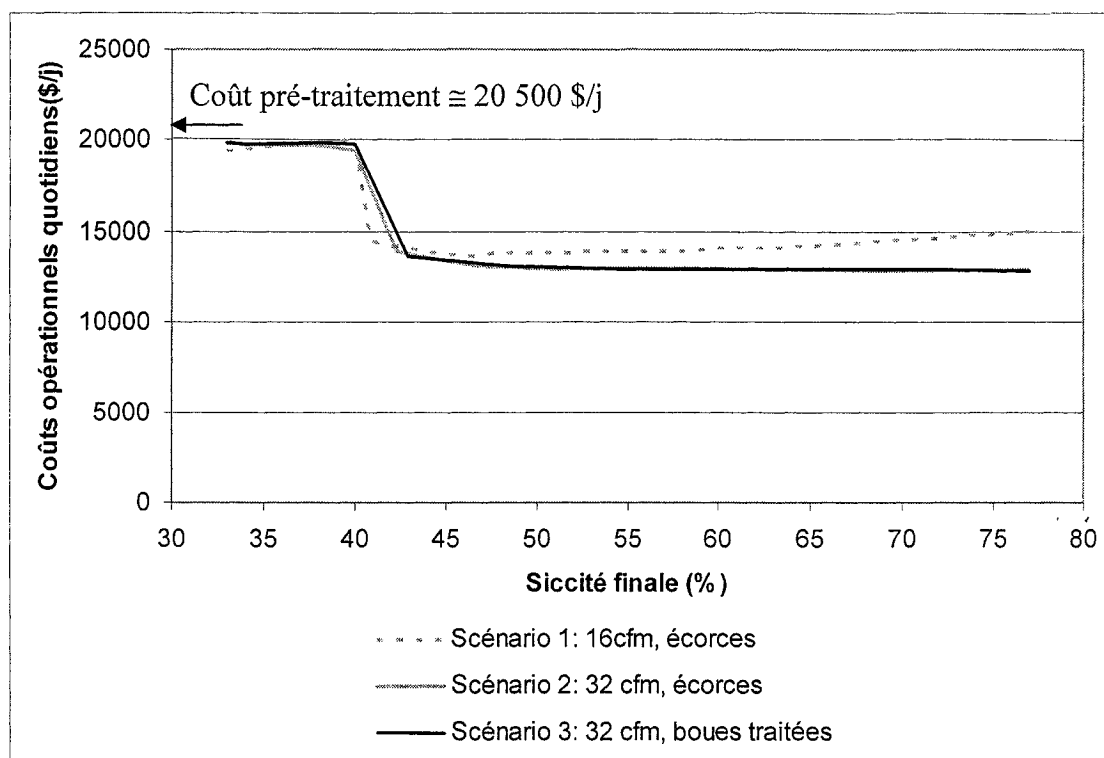


Figure 5.6: Coûts d'opération du système de bioséchage

Les coûts d'opération pré-traitement des boues sont indiqués sur la figure 5.6 cependant ils n'ont pas été inclus dans les courbes puisque ces courbes représentent uniquement les coûts d'opération avec traitement de la biomasse par le système de bioséchage. Pour les fins de cette analyse économique, à plus de 33% de siccité, les boues sont envoyées à la chaudière et par le fait même, les coûts d'enfouissement sont par la suite minimisés. À plus de 40% de siccité finale, la diminution des coûts d'opération quotidiens est attribuable à la diminution des coûts reliés aux combustibles.

Tel qu'illustré à la figure 5.5, les coûts d'opération quotidiens en fonction de la siccité sont semblables pour les trois scénarios évalués. La plus grande fraction des coûts d'opération, soit les coûts reliés aux combustibles (fossiles et écorces) et à l'enfouissement, sont fonction de la siccité finale du mélange. Seuls les coûts reliés à la consommation électrique des soufflantes et des systèmes de manutention de boues, ainsi que les coûts reliés à l'entretien du système sont fonction du volume du système. Les variations des coûts d'opération quotidiens entre les trois courbes sont donc attribuables aux coûts reliés à la consommation électrique et à la maintenance du système.

La tendance générale de la courbe reflète la tendance de la courbe des coûts d'opération reliés aux combustibles fossiles (voir figure 5.2 de la section 5). Ceci illustre l'impact prédominant du coût relié aux combustibles fossiles dans le bilan des coûts d'opération quotidiens.

5.5.4 Taux de rendement et délai de recouvrement

Le taux de rendement, en fonction de la siccité finale pour chacun des trois scénarios évalués, est présenté à la figure 5.6.

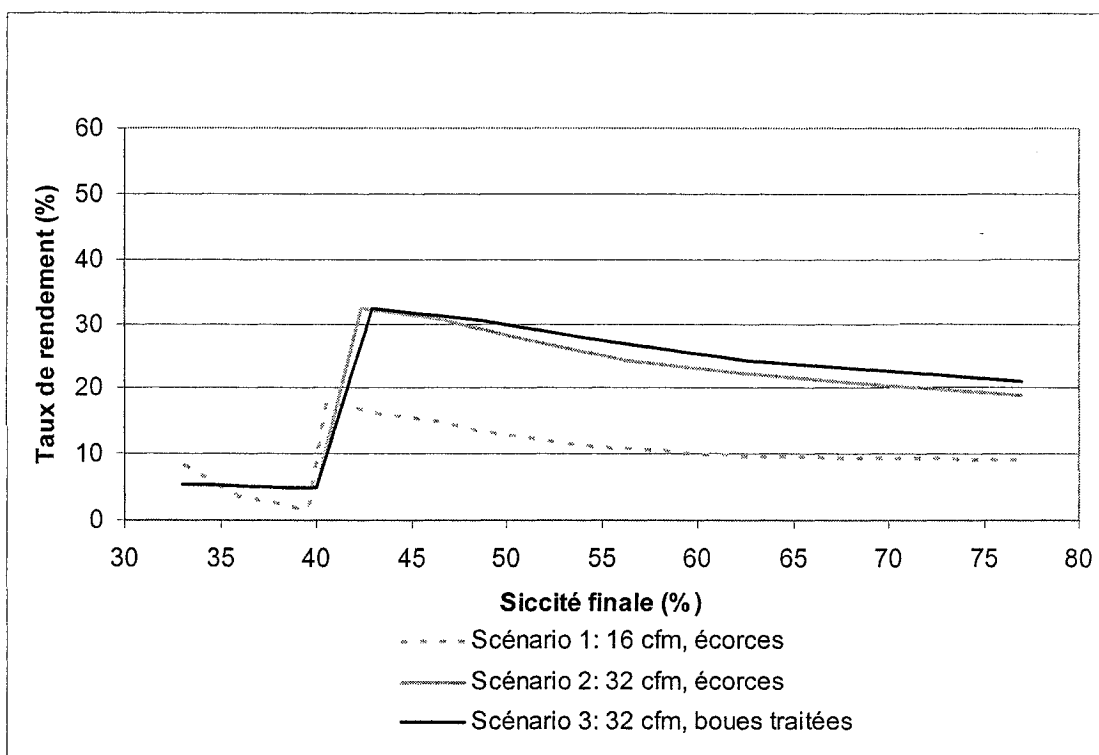


Figure 5.7: Taux de rendement – trois scénarios

La figure 5.6 illustre qu'à moins de 40% de siccité finale le taux de rendement n'est pas acceptable. Dans le contexte économique actuel, tant que le niveau de siccité ne permet pas la diminution de la consommation de combustible fossiles, le taux de rendement n'est pas jugé intéressant par l'industrie papetière canadienne. À plus de 40% le taux de rendement devient meilleur.

Pour un protocole d'opération avec un débit élevé, tels les scénarios 2 et 3, le taux de rendement est fonction principalement des coûts attribuables à la consommation de combustible. Pour un débit moins élevé, bien que les coûts attribuables à la consommation de combustibles fossiles soient significatifs, le coût en capital influence significativement le taux de rendement (vu le nombre significatifs de systèmes requis).

Tel qu'illustré, un débit opérationnel d'air plus élevé permet un taux de rendement plus élevé. Le taux de rendement maximum pour un débit opérationnel d'air de 16 cfm/m^3 est observé à une siccité finale d'environ 41%, atteignable en 7 jours. Le taux de rendement maximum pour un débit opérationnel d'air de 32 cfm/m^3 est observé pour une siccité finale d'environ 40% en 3,5 jours de traitement. À toute fin pratique, à plus de 40% de siccité finale, le scénario 2 et le scénario 3, utilisant respectivement les écorces et les boues traitées comme agent structurant, ont des taux de rendement semblables. Les différences entre ces taux de rendement peuvent potentiellement être attribuables au modèle économique développé dans cette étude.

Finalement, il doit être noté que la pente des courbes diminue selon la siccité à laquelle les coûts reliés aux combustibles fossiles se stabilisent.

Le tableau 5.3 présente le délai de recouvrement de chacun des trois scénarios évalués.

Tableau 5.3 : Délais de recouvrement

	Délais de recouvrement	
Plage de siccité	33% et 40%	40%-55%
Scénario 1	10 et 40 ans	5,5-9 ans
Scénario 2	18-3ans	3-4ans
Scénario 3	19-3 ans	3-3,5ans

Les résultats de délais de recouvrement présentés dans le tableau 5.3 reflètent ceux des taux de rendement présentés à la figure 5.7. Pour une siccité finale de plus de 40%, les scénarios 2 et 3 présentent des délais de recouvrement potentiellement intéressants et par le fait même, ceci indique que l'implantation de la technologie de bioséchage pourrait être une option économiquement rentable pour remédier au problème de déshydratation des boues papetières. Selon les experts, dans le contexte économique actuel, l'industrie papetière considère qu'un délai de recouvrement acceptable est d'environ deux ans. Il doit être considéré que, suite à un dimensionnement du système qui serait spécifique à la production de boues d'une usine, les délais de recouvrement seraient minimisés et pourraient atteindre les exigences de l'industrie papetière.

Le modèle économique développé dans cette étude est un outil qui permet l'évaluation économique de l'implantation de la technologie de bioséchage. Une des contraintes à

l'implantation de cette technologie est l'espace requis pour son installation près des systèmes de déshydratation et des installations de combustion. Dans l'éventualité où la contrainte d'espace est un facteur limitant pour l'usine, les coûts en capital devront être réévalués pour considérer les coûts supplémentaires des systèmes de manutention. Le tableau 5.4 présente un sommaire des résultats nécessaires à une évaluation économique concernant l'implantation du système de bioséchage dans le contexte d'une usine pour le scénario 2.

Tableau 5.4 : Évaluation économique globale du scénario 2

Siccité finale du matériel	Nombre de systèmes	Surface	Taux de rendement	Délai recouvrement
(%)	(unité)	(m ²)	(%)	(années)
40	1,5	450	4,7	20,5
45	3,5	1050	30,3	3,2
50	4	1200	27,3	3,5

Pour une siccité finale entre 40 et 45%, l'espace nécessaire à l'implantation du système varie significativement tandis que pour des siccités finales entre 45 et 50%, la variation est moindre. L'évaluation économique doit donc être faite en considérant les contraintes physiques d'espace reliées à l'implantation du système.

5.6 Conclusions

A la lumière des résultats obtenus par l'analyse économique, il en ressort les conclusions générales suivantes :

- La rentabilité du procédé utilisant un faible débit est fonction principalement des coûts en capital et de l'économie des coûts reliés aux combustibles fossiles, tandis que la rentabilité du procédé utilisant un débit opérationnel élevé est fonction principalement des coûts d'opération reliés aux combustibles fossiles.
- La diminution du temps d'acclimatation par l'utilisation des boues traitées comme agent structurant n'a pas d'effets significatifs sur la rentabilité du système de bioséchage dans sa configuration actuelle.
- Pour que le procédé de bioséchage soit rentable, il doit y avoir une économie des coûts reliés à la consommation de combustibles fossiles. La diminution importante des coûts reliés à l'enfouissement n'est pas suffisante pour que l'utilisation du procédé de bioséchage soit une option économiquement rentable.
- L'implantation de la technologie de bioséchage peut être une option économiquement rentable pour remédier au problème de déshydratation des boues papetières.

Chapitre 6 : Discussion générale

6.1 Résultats expérimentaux

La modélisation technique a été réalisée selon l'interprétation des résultats obtenus par une série de sept essais expérimentaux. La répétitivité du procédé et la non-uniformité du matériel ont été évalués. D'autre part les résultats des bilans massiques et énergétiques ont été interprétés, et la corrélation entre les phénomènes physique et biologique a été présentée. Finalement, les résultats obtenus lors de l'inversion directionnelle d'air ont été interprétés.

La répétitivité des essais a été évaluée par l'intermédiaire d'une comparaison des résultats en provenance de trois essais pour lesquels le même protocole expérimental a été utilisé, soit les expériences 5, 6 et 7 opérant à 16 cfm/m^3 avec un mélange de la matrice à intervalle de temps régulier. Malgré la complexité qu'implique la non-uniformité du matériel, la répétitivité des essais a été bonne.

La non-uniformité du matériel a été attribuée à la configuration du réacteur et aux caractéristiques de diffusion d'air (approvisionnement d'air unidirectionnel). À l'échelle de laboratoire la non-uniformité ne semble pas avoir un impact significatif sur le procédé, cependant, les implications qu'elle pourrait avoir sur un procédé à grande échelle doivent être considérées. Par exemple, les zones plus humides où il y a une accumulation d'eau sont sujettes au développement d'une masse microbienne

anaérobie. Une masse microbienne anaérobie pourrait engendrer une production de méthane indésirable et problématique à cause de sa nature potentiellement explosive. De plus, les zones sèches qu'occasionne la non-uniformité de la matrice poreuse rendent le système sujet à des courts circuits d'air. Ceci pourrait diminuer significativement l'efficacité du procédé, voire même à mener au dysfonctionnement de ce dernier. À grande échelle, les implications attribuables à la non-uniformité pourraient s'avérer significatives au point de vue sécurité et efficacité du procédé, et par le fait même, il serait important d'y prêter une attention particulière.

Le taux d'assèchement a été déterminé par le biais de deux approches, soit la perte de masse mesurée par les cellules de pesage et un bilan massique calculé à partir des propriétés mesurées de l'influent et de l'effluent gazeux. Les résultats des deux approches ont été semblables, avec des écarts variant entre 3% et 10% selon les expériences. Des analyses de siccités ont été utilisées pour vérifier les résultats des deux approches et les résultats ont été concluants. Les résultats démontrent que le taux d'assèchement est principalement fonction du débit d'air (capacité du système à extraire l'eau) et de la température de l'effluent gazeux (capacité de l'air à contenir de la vapeur d'eau). Ces résultats sont comparables à ceux obtenus par Adani et al. (2002) dans une étude visant à établir l'influence de la température de la biomasse sur des procédés de biostabilisation et de bioséchage appliqués à des boues municipales.

Les pertes de carbone attribuées à la consommation de substrat par la masse microbienne ont été calculées à partir des concentrations de dioxyde de carbone (CO_2) mesurées dans l'effluent gazeux. Les pertes de carbones cumulatives ont été un peu plus importantes pour les essais opérant à plus faible débit que pour ceux opérant à débit plus élevé. Les résultats semblent démontrer que de faibles débits favorisent la biodégradation du matériel tandis que des débits plus élevés favorisent le bioséchage. Ces résultats sont comparables à ceux obtenus par Adani et al. (2002), selon lesquels il a été conclu que les procédés de biodégradation et de bioséchage sont inversement corrélés. L'étude de Frei et al. (2004) sur un système de bioséchage présentait des pertes de carbone estimées à environ 18% pour un temps de traitement semblables. Ces valeurs estimées ont été déterminées en faisant la différence entre la perte de masse totale mesurée par des cellules de pesage et la perte d'eau calculée selon le bilan massique (basé sur les propriétés mesurées de l'influent et de l'effluent gazeux). Les pertes de carbone estimées par Frei et al. (2004) sont plus élevées que celles obtenues dans la présente étude et la différence est probablement attribuable au manque de précision de l'approche utilisée.

Les résultats expérimentaux illustrent qu'un changement directionnel d'air à intervalle de temps régulier favorise des températures matricielles élevées plutôt que des températures d'effluent gazeux élevées. Par le fait même, et contrairement aux conclusions de l'étude menées par Frei et al. (2004), il semble que les changements directionnels d'air favorisent la biodégradation plutôt que le bioséchage du matériel.

D'autre part, le changement directionnel d'air uniformise les propriétés de la matrice. Cette observation a aussi été rapportée par Liang et al. (2005) dans une étude visant à observer les effets de cette pratique sur le bioséchage des boues municipales. L'uniformisation de la matrice a été observée dans cette série d'essai par une réduction des gradients spatiaux de température de la matrice pour l'essai impliquant un changement directionnel d'air à intervalle de temps régulier.

La production d'énergie biologique a été calculée par l'intermédiaire d'un bilan énergétique. Les tendances des courbes de production d'énergie biologique en fonction du temps sont semblables à celles observées pour les températures d'effluent gazeux. La comparaison des courbes d'énergie avec celles de production de dioxyde de carbone aurait été intéressante, cependant, la fréquence d'échantillonnage de dioxyde de carbone ne suffit pas pour établir une juste comparaison des tendances. Les résultats de production d'énergie moyenne pour chacun des essais sont comparables aux valeurs que l'on retrouve dans la littérature pour des systèmes de compostage, soit entre 20-38 W/kg masse sèche (Mason et Milke 2005). Il faut noter que les valeurs de production d'énergie biologique dans le temps fluctuent au-dessus et au-dessous des valeurs moyennes. L'isolation adéquate du réacteur a minimisé les pertes de chaleur du réacteur et a contribué à l'obtention de résultats représentatifs de production d'énergie biologique. Pour un réacteur de bioséchage à l'échelle réelle, il est probable que les pertes de chaleur soient semblables ou encore moindres, vu un ratio de surface :volume beaucoup moins important.

Les liens entre le phénomène physique de séchage et le phénomène biologique de croissance microbienne ont été observés par une analyse comparative des tendances des courbes de taux d'assèchement et de températures d'effluent gazeux. Les deux courbes reflètent les mêmes tendances, illustrant clairement que le taux d'assèchement est fonction de la température de l'effluent gazeux. Les courbes de taux d'assèchement utilisées sont celles obtenues avec les cellules de pesage et non celles obtenues par l'intermédiaire des bilans massiques (fonction des propriétés de l'influent et de l'effluent gazeux).

Les courbes illustrent trois tendances générales et, par le fait même, les courbes ont été identifiées par trois périodes soit :

- 1) Période 1 (P1) : Période de taux exponentiel;
- 2) Période 2 (P2) : Période de taux déclinant;
- 3) Période 3 (P3) : Période stable.

La première période a été corrélée à la phase latente et à la phase de croissance exponentielle de la courbe de croissance des microorganismes. Ceci a permis de déterminer que l'acclimatation de la masse microbienne influence significativement le temps nécessaire à l'obtention de taux d'assèchement élevés ainsi que les valeurs de taux d'assèchement élevées. La deuxième période a été corrélée à la phase stationnaire de la courbe de croissance microbienne. Suite à une revue des paramètres pouvant limiter la croissance microbienne, l'épuisement du substrat organique/nutriments

disponible aux microorganismes a été identifié comme le facteur limitant la croissance microbienne. L'épuisement du substrat organique/nutriments semble donc être le paramètre contraignant pour la préservation d'un taux d'assèchement élevé. Vu la nature déductive de l'approche d'identification du facteur limitant, nous ne sommes pas en mesure de quantifier ce paramètre. Cependant, les résultats de l'essai 3 avec un changement directionnel d'air semblent confirmer que l'épuisement de la source de carbone disponible aux microorganismes est le paramètre responsable du déclenchement de la phase stationnaire. Les résultats de cet essai portent à croire que le changement directionnel d'air engendre le changement de direction d'un front d'eau, qui, par son déplacement, aurait pour effet de solubiliser le substrat nécessaire à la croissance microbienne. Une fois solubilisé, le substrat est disponible aux microorganismes. Finalement, la troisième période identifiée, la période stable, a aussi été corrélée à la phase stationnaire de croissance microbienne, mais dans un état plutôt avancé. Dans ce sens, le nombre de microorganismes est constant et, par conséquent, il n'y a plus de production d'énergie biologique de surplus. La troisième phase du taux d'assèchement est donc principalement fonction du débit d'air.

Les graphiques illustrant les résultats expérimentaux des bilans massiques et énergétiques de tous les essais se trouvent à l'annexe E.

6.2 Résultats économiques

Un modèle économique a été développé pour déterminer la rentabilité du procédé à l'échelle réelle dans le cadre d'une usine canadienne de pâte et papier. Les coûts en capital ainsi que les coûts d'opération ont été calculés. Les coûts d'opération ont été calculés sur la base d'un modèle reflétant les hypothèses posées concernant les contraintes liées à la combustion. Un cas de base a été établi et trois scénarios ont été élaborés sur la base de résultats et conclusions obtenus en laboratoire. Le premier scénario consiste en l'utilisation d'un débit d'air de 16 cfm/m^3 avec des écorces comme agent structurant. Le deuxième et le troisième scénario consistent en un débit deux fois plus élevé, soit de 32 cfm/m^3 et utilisant respectivement des écorces et des boues traitées comme agent structurant. Nous avons fait l'hypothèse que l'utilisation des boues traitées comme agent structurant aurait pour effet de réduire le temps d'acclimatation de moitié, soit de 12 heures (contre 24 heures avec l'utilisation des écorces).

Les résultats spécifiques aux scénarios évalués dans cette étude semblent indiquer qu'à plus faible débit, le taux de recouvrement est principalement fonction du coût en capital du système. Ceci s'explique par le fait qu'un faible débit engendre des temps de traitement plus long et donc un nombre important de systèmes nécessaires au traitement des boues. Le taux de recouvrement de systèmes opérant à faible débit est aussi fonction des coûts d'opération attribuables à la consommation de combustibles fossiles. Ensuite, selon le modèle établi dans cette étude, les taux de recouvrement de systèmes

opérant à débit plus élevés sont principalement fonction des coûts associés à la consommation de combustibles fossiles. Peu importe l'agent structurant utilisé, soit des écorces ou des boues traitées, à débit élevé, le taux de rendement est relativement semblable.

Tel qu'illustré au chapitre 5, la période de recouvrement est proportionnelle au débit d'air utilisé. Ainsi la période de recouvrement du scénario 1, opérant à 16 cfm/m^3 , est approximativement le double de celles obtenues pour les scénarios 2 et 3 opérant à 32 cfm/m^3 . Entre 40%-55% de siccité finale, les scénarios 2 et 3 ont un délai de recouvrement entre 3 et 4 ans, ce qui est encore un peu trop élevé selon les standards de l'industrie papetière (d'après les experts, dans le contexte économique actuel, un délai de recouvrement de 2 ans est généralement préférable).

Les conclusions de l'étude sont fonction de l'approche utilisée lors du calcul des coûts en capital et du modèle élaboré pour calculer les coûts d'opération. Les coûts en capital sont calculés avec un facteur d'échelle typique de 0,75 (Perry et al. 1973). Les dimensions des systèmes sont pré-établies et c'est le nombre de systèmes qui varie par incréments de 0,5 systèmes selon la quantité de boues à traiter. Ceci a pour effet d'arrondir les coûts en capital à la hausse. D'autre part, les coûts en capital ont été évalués en posant l'hypothèse que l'usine a l'espace requis pour l'implantation du système de bioséchage entre l'unité de déshydratation des boues et la chaudière à biomasse. Les coûts en capital pourraient augmenter significativement si tel n'était pas

le cas, vu les coûts importants associés à l'achat, l'implantation et le fonctionnement de convoyeurs nécessaires à la manutention du matériel.

D'autre part, la rentabilité du procédé dépend en grande partie du modèle de coûts d'opération. Ce modèle est le reflet des trois hypothèses posées. La première hypothèse est la suivante : la siccité minimale pour l'envoi du mélange traité boues mixtes/écorces à la chaudière est de 33%. La modification de ce critère, soit à la hausse ou à la baisse, n'aurait pas d'impact sur la décision d'implanter le système de bioséchage, puisque la rentabilité n'est pas acceptable s'il n'y a pas diminution des coûts d'opération associés à la consommation de combustibles fossiles.

La deuxième hypothèse est la suivante : La siccité minimale du mélange traitée permettant une réduction des coûts associés à la consommation de combustibles fossiles (diminution des quantités nécessaires à stabiliser la chaudière) est de 40%. La variation de cette valeur a un impact significatif sur la rentabilité de l'implantation du procédé de bioséchage. Une diminution de ce pourcentage aurait pour effet d'obtenir un taux de rendement plus élevé à des valeurs de siccité du matériel traité et des temps de traitement moindres et vice versa. Lors d'une analyse économique réalisée pour une usine spécifique, la valeur de siccité acceptable, pour permettre la diminution des quantités de combustibles nécessaires à la chaudière, devra être évaluée avec précision pour permettre de peindre un portrait économique représentatif quant à l'implantation de la technologie de bioséchage.

La troisième hypothèse est la suivante : un minimum de 4% de la fraction énergétique de la chaudière doit provenir des combustibles fossiles. La variation de la valeur utilisée pour cette hypothèse n'influence pas significativement le taux de rendement. La valeur de ce paramètre détermine la siccité de matériel à laquelle la courbe du taux de rendement diminuera. Donc, si la valeur de ce pourcentage augmente, la plage de siccité finale pour laquelle le taux de rendement est intéressant sera plus restreinte et vice versa.

Certains autres aspects de l'analyse économique doivent être considérés lors de l'interprétation des résultats. Premièrement, les propriétés de l'influent gazeux, telles que la température et l'humidité relative, représentent les moyennes obtenues lors des essais de laboratoire. L'impact des fluctuations de température et d'humidité extérieures n'a pas fait l'objet de cette étude. Ensuite, nous supposons que les pertes thermiques et la production d'énergie biologique seront les mêmes qu'à l'échelle de laboratoire. Sur un système à grande échelle, il est probable que les pertes thermiques seront minimisées car le ratio de volume à surface sera réduit significativement.

De plus, lors des essais en laboratoire, une compaction du matériel été remarquée dans le bas du réacteur ($\cong 15$ cm). La compaction du matériel pourrait grandement influencer la distribution d'air à travers la matrice poreuse. Cependant dans le contexte de cette étude, son effet n'a pas été considéré. L'impact des propriétés physiques, relié à l'utilisation des boues traitées, n'a pas été considéré dans le cadre de cette étude. Les

boues traitées ont un contenu en eau plus important que celui des écorces. Ceci pourrait accentuer la propriété pliable (flexible) du matériel fibreux. L'utilisation des boues comme agent structurant pourrait potentiellement accentuer l'effet de compaction et s'avérer inadéquat pour des systèmes discontinus à grande échelle.

Finalement, le cas de base de l'analyse économique reflète le contexte énergétique québécois pour lequel le coût d'hydroélectricité est moindre qu'ailleurs au Canada.

Chapitre 7 : Conclusions et recommandations

Dans les limites du système expérimental, une série de sept expériences contrôlées a été planifiée et exécutée pour identifier des conditions optimales pour l'implantation du procédé de bioséchage à l'échelle réelle.

L'interprétation des résultats a été faite à partir de bilans massiques pour déterminer le taux d'assèchement de la matrice poreuse (pertes d'eau) et pour quantifier le taux de consommation de carbone de la masse microbienne (perte de carbone). Des bilans énergétiques ont aussi servi à quantifier la production de chaleur en provenance de la masse microbienne. Ensuite la corrélation des phénomènes physiques et biologiques du procédé de bioséchage pour une configuration discontinue à l'échelle de laboratoire a été complétée. Les principales conclusions des résultats expérimentaux sont les suivantes :

- La répétitivité du procédé a été démontrée et il a été déterminé que les variations du procédé sont principalement attribuables aux variations des propriétés initiales des boues.
- La non-uniformité de la matrice poreuse est principalement attribuée à la configuration actuelle du réacteur et aux caractéristiques de dispersion d'air (approvisionnement unidirectionnel).

- Le taux d'assèchement est principalement fonction du débit d'air (capacité du système à extraire de l'eau) et de la température de l'effluent gazeux (capacité de l'air à contenir de la vapeur d'eau).
- Trois périodes de séchage distinctes ont été identifiées et corrélées aux phases du cycle de croissance de la population microbienne et sont présentées comme suit :
 - 1) Période de taux exponentiel : Le taux d'assèchement augmente exponentiellement et il est principalement fonction de l'acclimatation de la masse microbienne;
 - 2) Période de taux déclinant : Le taux d'assèchement diminue significativement et cette diminution semble être attribuable au manque de substrat organique/nutriments disponible à la masse microbienne;
 - 3) Période stable : Le taux d'assèchement est stable et principalement fonction du débit d'air.
- La production moyenne d'énergie biologique pour des temps de traitement de 15 jours varie entre 23-39 W/kg-DM.
- Avec la configuration actuelle du réacteur, l'inversion directionnelle d'approvisionnement d'air à intervalle de temps réguliers semble favoriser la biodégradation et non pas le bioséchage du matériel.

L'analyse économique inclut l'élaboration d'un cas de base et de trois scénarios, une évaluation du coût capital du système et un modèle des coûts d'opération créé sur la base des d'hypothèses clés concernant l'opération de la chaudière à biomasse. Les taux de rendement ainsi que les délais de recouvrement ont été calculés pour évaluer la rentabilité économique du projet pour chacun des scénarios

Les conclusions concernant le modèle économique élaboré pour les fins de l'analyse économique sont les suivantes :

- La rentabilité du procédé utilisant un faible débit est fonction principalement des coûts en capital et de l'économie des coûts reliés aux combustibles fossiles tandis que la rentabilité du procédé utilisant un débit opérationnel élevé est fonction principalement des coûts d'opération reliés aux combustibles fossiles.
- La diminution du temps d'acclimatation grâce à l'utilisation des boues traitées comme agent structurant n'a pas d'effets significatifs sur la rentabilité du système de bioséchage dans sa configuration actuelle.
- Pour que le procédé de bioséchage soit rentable, il doit y avoir une économie des coûts reliés à la consommation de combustibles fossiles. La diminution importante des coûts reliés à l'enfouissement n'est pas suffisante pour que l'utilisation du procédé de bioséchage soit une option économiquement rentable.

Finalement, suite à l'optimisation des paramètres de fonctionnement et de conception, le système de bioséchage en configuration discontinue représente un procédé potentiellement rentable pour la disposition des boues de l'industrie papetière canadienne.

Les travaux futurs devraient répondre aux points problématiques identifiés par les résultats obtenus des essais en laboratoire. Les points problématiques identifiés, telle la non-uniformité du matériel, se rapportent principalement à la configuration discontinue du système. Par le fait même, il est suggéré d'optimiser la configuration du réacteur et développer le procédé en configuration continue.

RÉFÉRENCES

ADANI, F., BAIDO, D., CALCATERRA E., GENEVINI, P. 2002. "The influence of biomasse temperature on biostabilization-biodrying of municipal solid waste". *Bioresource Technology*. 83:3. 173-179.

ADI Ltd. 2005. *Pulp and Paper Sludge to Energy Preliminary Assessment of Technologies*, Report. Varennes. 214p. (34) 0173-479.1.

AEA TECHNOLOGY, VTT ENERGY, SYDKRAFT KONSULT AB. 2000. *European Co-Combustion of Coal, Biomass and Wastes - Final Report*. United Kingdom. 74p. *DIS-0506-95-UK*, European Commision-DGXVII.

BASNAYAKE, B.F.A. 2001. "Municipal Solid Waste (MSW) for Organic Agriculture". *Annual Session of National Agricultural Society of Sri Lanka on "Organic Agriculture: Trends and Challenges and AGM"*. Sri Lanka: National Society of Sri Lanka, P.85-97.

BATES, T. E. WATER AND EARTH SCIENCE ASSOCIATES LTD. 2002. *Guidelines for the Utilization of Pulp and Paper Biosolids on Agricultural Land*. [En ligne] Toronto. No. B1333. 33p.

http://sfm-1.biology.ualberta.ca/english/pubs/PDF/PR_200304mccarthylenvi6.pdf

(Page consultée le 10 janvier 2003)

BEAUCHAMPS, C. J., CHAREST, M.-C., GOSSELIN, A. 2002. "Examination of Environmental Quality of Raw and Composting De-inking Paper Sludge". *Chemosphere*. 46:06. 887-895.

CAMPBELL N.A., MATHIEU, R. 1993. *Biologie*. Éditions du nouveau Pédagogiques Inc. 1086p.

CHARLDSON, S., TAYLOR, B. 1999. "Bubbling Fluidized Bed Installation Capitalizes on Sludge". 1999 *TAPPI Engineering Conference*: Sept. 12-16, 1999, California. U.S.A. [En ligne] <http://www.babcock.com/pgg/tt/pdf/BR-1673.pdf>. (Page consultée le 17 mars 2002)

LE CONSEIL CANADIEN DES MINISTRES DE L'ENVIRONNEMENT (CCME).

2005 Standards Pancanadiens. [En ligne]

<http://www.ccme.ca/initiatives/standards.fr.html>. (Page consultée le 9 juin 2005).

CRONIN J. F. 1999. "From Liquor to Sludge - Conversion of a Recovery Boiler to a Bubbling Fluid Bed". 1999 TAPPI Engineering Conference: Sept. 12-16, 1999, California. U.S.A. [En ligne]. <http://www.bwcanada.com/pgg/tt/pdf/BR-1675.pdf> (Page consultée le 17 mars 2002)

FREI, K.M., CAMERON, D., STUART, P.R., 2004. "Novel Drying Process Using Forced Aeration Through a Porous Biomass Matrix". *Drying Technology*, 22:5, 1191-1215.

FREI, K.M., CAMERON, D., JASMIN, S., STUART, P.R. 2005. "Novel Sludge Drying Process for Cost-Effective Onsite Sludge Management". *Compte-rendu - 91e Conférence de l'Association technique des pâtes et papiers du Canada (ATPPC)*. 7-9 fév. Montréal, QC. D-859-867.

GLEN. J. 1997. "Paper Mill Sludge: Feedstock for Tomorrow", *Biocycle. Journal of Composting & Recycling*. 38:11. 30-35.

HAUG, R. T. 1993. *The Practical Handbook of Compost Engineering*, Boca Raton [Flor.]:Lewis Publishers. 717p.

KEEY, R.B.1972. *Drying Principles and Practice*. 1st edition. Oxford:Pergamon Press. 358p.

KNEULE, F., LASSAIGNE, R., ZUNDEL, 1964. A. *Le Séchage*, 1^{ère} édition. Paris :Editions Eyrolles. 354p.

KRAFT, D. L. et ORENDER H.C. 1993. "Considerations for using sludge as a fuel". *Tappi Journal*. 76:3. 175183.

KRIGSTIN S., SAIN M., "Characterization and potential utilization of recycled paper mill sludge". *Compte-rendu - 91e Conférence de l'Association technique des pâtes et papiers du Canada (ATPPC)*. 7-9 fév. Montréal, QC. D-859-867.

LEVENSPIEL, O. 1999. *Chemical Reaction Engineering*, 3rd edition, John Wiley & Sons, 668p.

LIANG, C., DAS, K.C., MCCLENDON, R. W. 2003. "The influence of temperature and moisture contents regimes on the aerobic microbial activity of a biosolids composting blend". *Bioresource Technology*. 86:10. 131-137.

MABEE, W., ROY, D.N., "Modeling the Role of Papermill Sludge in the Organic Carbon Cycle of Paper Product", NRC Research Press Website, [En ligne], 11:1. 1-16. http://pubs.nrc-cnrc.gc.ca/cgi-bin/rp/rp2_tocs_e?er_er1-03_11 (Page consultée le 13 février 2003)

MADIGAN, M. T. MARTINKO, J. M. PARKER, J. 1997. *Brock Biology of Microorganisms*, Eighth edition, Prentice Hall, 936p.

MASON, I. G., MILKE, M. W. 2005. "Physical modeling of the composting environment: A review. Part 1: Reactor systems". *Waste Management*. 25:04. 481-500.

MCBURNEY, B. 1993. Wood Refuse/biomass Fuel Specification Guidelines. *Tappi Proceedings – Engineering Conference*. 1141-1152.

MICHEL, F. C., KEENER, H. M., RIGOT, J., WILKINSON T., PECCHIA, J. 2004. "Effects of Straw, Sawdust and Sand Bedding on Dairy Manure Composting". *2004 Annual Meeting of American Society of Agricultural and Biological Engineers*. St. Joseph, Michigan, Paper number 044030.

PERRY, H. P. 1973. "Cost and Profitability Estimation". *Chemical Engineering Handbook*. CHILTON, C. H. fifth edition. New-York. McGraw W-Hill. 25.1-25.43.

PRESCOTT, HARLEY, KLEIN. 1993. *Prescott, Harley, Klein – Microbiology*. 2nd edition, W. C. Communications Inc. 1026p.

SELL N.J., MCINTOSH, T.H, JAYNE, T., REHFELDT, T., DOSHI, M. 1990. "Burning scow-press-dewatered sludge and briquetted sludge in a hogged-fuel boiler". *Tappi Journal*. 181-190.

SILVA, D.P., Rudolph, R., and Taranto, O.P. 2005. "The Drying of Sewage Sludge by Immersion Frying", *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 22:02. 271-276.

SMOOK, Gary. A. 2002. *Handbook for Pulp and Paper Technologies*. 3^e edition. Vancouver: Angus Wilde Publications Inc., 425p.

SUGNI, M., CALCATERRA, E., ADANI, F. 2005. "Biostabilization-Biodrying of Municipal Solid Waste by Inverting Air-Flow". *Bioresource Technology*. 96:15, 1331-1337.

TILL MAN, D.A. "Biomass cofiring: the technology, the experience, the combustion consequences". *Biomass and Bioenergy*. 19:6. 365-384.

TUOMELA, M., VIKMAN, M., HATAKKA, A., AND ITÄVAARA, M., 2000. "Biodegradation of Lignin in a Compost Environment: a review", *Bioresource Technology*. 72:2. 169-183.

VCU Composting Technology Ltd. 2005 Vertical Composting Unit [En ligne] <http://www.vcutechnology.com> (Page consultée le 22 Février 2005).

ANNEXES

**ANNEXE A: REVUE DE LITTÉRATURE - INFORMATIONS
SUPPLÉMENTAIRES**

A1. Boues papetières

Tableau A1.1 : Quantité de déchets produits par différents types d'usine (ADI 2005)

Type d'usine	Boues produites (kg masse sèche / tonnes sèches)	Autres déchets (kg masse sèche / tonnes sèches)
Kaft	58	
Sulfite	102	
Désencrage	234	
Ruban de balle		2
Rejets de triage		9
Fils/métal de mise en balle		4
Autres		2

Tableau A1.2: Quantité de matières résiduelles produits par la production de divers grade de papier, avec et sans papier recyclé (ADI 2005)

	Quantités résiduelles (kg secs/tonne sèche)		
	Bois seulement	Recyclage	Bois & recyclage
Papier journal	57	164	69
Papier tissu	33	406	382
Papier d'impression/papier à écrire	62	187	165
Spécialité	45	12	11

A2. Contenu organique des boues

La fraction organique des boues de pâtes et papiers est approximativement : 50% cellulose, 30% lignine, 20% hydrocarbures aromatiques et hémicellulose (ADI 2005). La cellulose et l'hémicellulose sont composées principalement de carbone, d'hydrogène et d'oxygène et sont toutes deux longues chaînes de polymères composés de molécules individuelles de sucre. La quantité de cellulose et d'hémicellulose présente dans les boues papetière dépend de la nature du bois utilisé dans le procédé de fabrication. La cellulose et l'hémicellulose se pyrolyse rapidement cependant, la lignine est pyrolysée par combustion lente.

Le type de procédé de fabrication utilisé par l'usine influence la composition des boues et par le fait même, a un impact sur le potentiel de combustion des boues. La pâte mécanique est obtenue en déchiquetant des billes de bois écorcées sur des meules abrasives ou des copeaux de bois entre deux plaques rainurées en acier. Ces deux types de pâtes sont appelés respectivement pâte mécanique de meule (PMM) et pâte mécanique de raffineur (PMR). Les procédés mécaniques utilisent tous les éléments présents dans le bois pour faire la mise en pâte. La pâte chimique est obtenue en cuisant à haute pression dans un autoclave un mélange de copeaux et de réactifs chimiques appelés liqueur de cuisson. L'action de la chaleur et des produits chimiques permet de dissoudre la lignine. Les procédés de mise en pâte chimique sont le procédé au sulfate (kraft) et le procédé au bisulfite. Les matières dissoutes dans la liqueur de

cuisson sont concentrées et brûlées à des fins énergétiques dans une chaudière. Le contenu organique des boues en provenance des procédés de mise en pâte mécanique est comparable à celui du bois vierge tandis que les boues formées par les procédés de mise en pâte chimique peuvent potentiellement contenir une faible proportion de composés non cellulodiques. Le tableau A2.1 illustre les résultats d'analyses élémentaires et de valeurs calorifiques des boues en provenance d'usines opérant des systèmes de mise en pâte variés.

Tableau A2.1 : Analyses élémentaires et valeurs calorifiques de boues et rejets
papetiers. (ADI 2005)

	Analyse (% masse)							Valeur calorifi- que (MJ/kg) (masse sèche)
	Solide	Teneur en cendres	C	H	S	O	N	
Blanchiment	33.4	1.9	48.7	6.6	0.2	42.4	0.2	20.1
Pâte	42.0	4.9	51.6	5.7	0.9	29.3	0.9	21.5
Kraft a)	37.6	7.1	55.2	6.4	1.0	26.0	4.4	24.1
Kraft b)	40.0	8.0	48.0	5.7	0.8	36.3	1.2	19.8
Désencrage a)	42.0	20.2	28.8	3.5	0.2	18.8	0.5	12.0
Désencrage b)	42.0	14.0	31.1	4.4	0.2	30.1	0.9	12.2
Recyclé a)	45.0	3.0	48.4	6.6	0.2	41.3	0.5	20.8
Recyclé b)	50.5	2.8	48.6	6.4	0.3	41.6	0.4	20.6
Écorces a)	54.0	3.5	48.0	6.0	0.1	42.1	0.3	20.3
Écorces b)	50.0	0.4	50.3	6.2	0.0	43.1	0.0	20.8
Copeaux	79.5	0.2	49.2	6.7	0.2	43.6	0.1	19.4
Maculature	92.0	7.0	48.7	7.0	0.1	37.1	0.1	25.0

Depuis 1988, l'utilisation de dépotoirs et de fosses de décantation a subi une baisse de 23%, l'épandage agricole a pour sa part subi une augmentation significative de 6% dans cette même année tandis que la combustion de résiduels à augmenter de 8% (ADI 2005). L'utilisation bénéfique, soit le recyclage et la réutilisation des résidus de l'industrie des pâtes et papiers, semble être l'approche privilégiée. Le tableau A2.2

énumère plus spécifiquement plusieurs avantages et inconvénients des pratiques de disposition des boues.

Tableau A2-2 : Options à la réutilisation, récupération et disposition des boues
papetières (ADI 2005)

Options	Avantages	Inconvénients
Épandage agricole/compostage ✓ Agriculture ✓ Bonification ✓ Sylviculture ✓ Foresterie ✓ Récréatif ✓ Horticulture	✓ Source de nutriments ✓ Source de matière organique ✓ Faibles coûts capital/opération ✓ Faible complexité technologique	✓ Nécessite une disponibilité de terrains à proximité de l'usine ✓ Nécessite la participation des propriétaires de terrains ✓ Saisonnier ✓ Aptitude d'utilisation des boues pour les sites disponibles ✓ Potentiel d'effets de santé et environnementaux néfastes ✓ Compétition entre les usines pour les sites disponibles ✓ Requière le transport des boues
Utilisation comme combustible ✓ Incinération ✓ Combustible supplémentaire ✓ Gasification ✓ Pyrolyse	✓ Énergie verte ✓ Crédits CO₂ ✓ Aucun frais de transport ✓ Procédé en continu ✓ Réduction des coûts énergétiques de l'usine	✓ Perception du public négative ✓ Coûts en capital élevés ✓ Émissions atmosphériques ✓ Disposition des boues ✓ Information technologique limitée

Tableau A2-2 : Options à la réutilisation, récupération et disposition des boues papetières (ADI 2005) - SUITE

Option	Avantages	Inconvénients
Disposition ✓ Site d'enfouissement	✓ Faibles coûts capital/opération ✓ Faible complexité technologique ✓ Conception des sites pour augmenter la production et récupération de biogaz	✓ Emissions de gaz et d'odeurs ✓ Récupération et traitement de lixiviat ✓ Perte de ressource ✓ Réglementation environnementale plus stricte ✓ Hausse des coûts d'enfouissement et de transport

A3. Avantages et désavantages de la combustion

Vu la problématique importante entourant la disposition de leurs matières résiduelles telles les boues et les écorces, les usines de pâtes et papiers doivent trouver une alternative à l'utilisation de sites d'enfouissement. Certaines usines de pâtes et papiers commencent à envisager une opportunité de capitaliser sur l'utilisation des boues comme source de combustible. La combustion, un terme général qui englobe plusieurs méthodes, est le mode de gestion le plus populaire pour la valorisation des résidus. La tendance actuelle consiste à incinérer les résidus papetiers et à récupérer la chaleur

produite pour les besoins de procédés de l'usine. Les trois étapes fondamentales de l'incinération des résidus sont :

1. L'essorage au moyen de pressage;
2. Le séchage direct ou indirect avant l'entrée des résidus secs dans la zone de combustion;
3. La combustion en présence d'un excès d'air. Au cours de la combustion, le carbone, l'azote, l'hydrogène, le soufre et les autres éléments contenus dans les résidus sont oxydés.

Dans les usines de pâtes et papiers la combustion de résidus se fait généralement dans des chaudières à biomasse.

Le procédé de co-combustion de biomasse et de combustibles fossiles est l'option la plus prometteuse en ce qui concerne l'utilisation de combustibles secondaires telle la biomasse. Plusieurs avantages de nature économique et environnementale accompagnent l'utilisation des boues comme combustibles.

Le remplacement de combustibles fossiles par la biomasse permet une récupération énergétique d'un matériel autrefois considéré comme un déchet (Charlson et al. 1999).

Les résidus primaires et secondaires présentent une valeur calorifique d'environ 15 400 à 16 500 KJ par kg de solides volatiles (Charlson et al. 1999). Plus encore, puisque la production de résiduels telles les boues et les écorces est à l'heure actuelle inévitable, ces résiduels offrent aussi l'avantage d'être un approvisionnement d'énergie stable et sécuritaire.

L'incinération des boues permet la destruction de toute la matière organique et ne laisse comme résidu que des cendres. L'incinération est une option attrayante puisqu'elle produit un ratio moyen de réduction du volume des solides de 13 :1, représentant ainsi une réduction du volume de résidus atteignant 95% (Charlson et al. 1999). Ce ratio est relativement variable puisqu'il est fonction du type de boues soumis à la combustion.

La réduction des coûts reliés à la disposition des boues inclut les coûts relatifs au transport et à disposition des boues ainsi que les coûts attribuables à la réduction de gaz à effets de serre produits lors de la combustion du matériel et aussi les coûts attribuables à l'élimination des gaz à effets de serre produite par un site d'enfouissement. Les coûts relatifs à la disposition des boues ne peuvent être complètement éliminés puisque généralement 10% de cendres doit être prévu pour un contenu massique d'eau d'environ 60% (Kraft et Orender 1993). D'autre part, la réduction des coûts énergétiques est principalement attribuable à la minimisation des quantités de combustibles fossiles nécessaires à l'approvisionnement énergétique de l'usine.

Ensuite, la co-combustion permet de réduire la consommation de combustibles fossiles ce qui minimise la production de gaz à effet de serre. Cette réduction se fait principalement à deux niveaux soit, la minimisation des émissions associées à la combustion et la minimisation des émissions associées aux boues enfouies dans un site prévu à cet effet. Premièrement, la biomasse est considérée comme un combustible

CO₂ neutre. Contrairement aux combustibles fossiles, lors de sa combustion, la biomasse émet la même quantité de CO₂ dans l'atmosphère qu'elle n'en consomme durant sa croissance. Deuxièmement, en termes de réchauffement planétaire, l'effet d'une tonne de méthane (CH₄) est l'équivalent de l'effet de 11 tonnes de dioxyde de carbone (CO₂) (Tillman 2000). La co-combustion de la biomasse résiduelle permet la réduction ou encore l'élimination de la production de méthane en évitant son enfouissement dans les sites appropriés. Une tonne de biomasse représente environ 35% de carbone et donc une tonne de biomasse enfouie dans un site d'enfouissement représente approximativement 700 livres de carbone. Environ 1/3 du carbone de la matière organique entrant un site d'enfouissement réagit pour former du CH₄ conséquemment, l'enfouissement d'une tonne de biomasse génère approximativement 104 kg de carbone sous la forme de CH₄. On se retrouve donc avec environ 1 500 kg de CO₂ fossile ou encore 1,65 tonne de CO₂ équivalent (CO₂E). Lors d'une co-combustion dans une chaudière au charbon, une tonne de biomasse réduit les émissions de CO₂ fossile d'une tonne CO₂, elle réduit en fait l'équivalent de 1,65 tonne de CO₂ fossile en réduisant aussi la production de méthane dans les sites d'enfouissement (Tillman 2000). D'autre part, la réduction d'eau contenue dans la biomasse diminue le volume de gaz de combustion généré lors de la combustion. Suite à une analyse de gaz brûlés, les résultats ont indiqué l'absence de composés organiques volatiles et de composés sulfuriques détectables émis dans ces gaz (Sell et al. 1990).

Un contenu massique d'eau de plus de 65% a pour effet de déstabiliser la température de la flamme de la chaudière à un point tel qu'il est difficile de maintenir la température d'ignition (Sell et al. 1990). En général, environ 4 200 à 5 000 KJ sont requis pour évaporer un kilogramme d'eau présent dans les boues. La réduction du contenu d'eau des boues est donc essentielle à l'augmentation de la valeur calorifique des boues pour l'augmentation de leur efficacité énergétique et conséquemment leur potentiel économique. La teneur en eau des boues papetières engendre plusieurs barrières techniques telles que :

1. Une plus grande utilisation de combustible auxiliaire tels que l'huile ou le gaz, afin d'empêcher d'éteindre la chaudière en raison du contenu élevé en eau des résidus ;
2. Une réduction de la capacité de la chaudière à produire de la vapeur à moins de conserver un faible rapport résidus/combustibles ou d'accroître le degré de siccité des résidus (Smook 2002).

Ensuite, la nature et la grosseur des particules de boues et d'écorces engendrent aussi des difficultés techniques de manutention et de combustion. Avec un contenu en fibre de plus de 85% massique (base sèche), les boues sont de nature collante et conséquemment la manutention de ces dernières engendre certaines difficultés. La grosseur des particules et la variabilité des grosseurs de particules de boues et d'écorces engendrent certaines irrégularités au niveau de la combustion du matériel.

D'autre part, d'autres inconvénients techniques résultent de l'addition de boues dans une chaudière à écorces tels que :

1. l'augmentation potentielle des émissions particulières ;
2. la formation de scories ;
3. l'abrasion à l'intérieur de la chaudière ;
4. d'éventuels problèmes d'entartrage causés par les éléments inertes contenus dans les résiduels à faible point de fusion (Sell et al. 1990).

A4. Résiduels de la combustion

Les résiduels en provenance de la combustion de la biomasse sont les émissions atmosphériques et solides. Les émissions atmosphériques sont règlementées à la sortie de l'effluent gazeux de la cheminée (point de mesure fixe spécifique) et dans l'air ambiant au niveau du sol (concentration moyenne).

Tableau A4.1 : Exigences d'émissions de source ponctuelle (cheminée) pour les chaudières à biomasse pour certaines provinces canadiennes (ADI 2005)

Composantes	AB	CB	NB	NE	ON	QC
Particules – nouvelle technologie	100 mg/m ³	50 mg/m ³	100-200 mg/m ³	500 mg/m ³	90 mg/m ³	70 mg/m ³
Particules – ancienne technologie	0.2-0.6 g/kg	50 mg/m ³	100-200 mg/m ³	500 mg/m ³	-	100 mg/m ³
Opacité (moy. 6 min)	-	40%	-	-	20%	20%
NOx	-	125 ppm (1 h)	-		-	-

Tableau A4.2 : Critères provinciaux d'air ambiant pour certaines provinces
canadiennes ($\mu\text{g}/\text{m}^3$) (ADI 2005)

Contaminant	AB	CB	MB	NB	TN	NE	ON	QC	SK
H ₂ S/TRS	14	7	15	15	30	42	30	6	15
1 hre	4	3	5	5	-	8	-	-	5
24 hres									
NO _x	400	400	400	400	400	400	400	400	400
1 hre	200	200	200	200	200	-	200	200	-
24 hres	60	100	100	100	-	100	-	100	100
Annuel									
SO ₂	450	450	900	900	900	900	690	900	450
1 hre	150	160	300	300	300	300	275	300	150
24 hres	30	25	60	60	60	60	55	60	30
Annuel									
PM									
24 hres	100	150	120	120	120	120	120	-	120
Annuel	60	60	70	70	70	70	60	-	70
PM _{10-2.5}									
24 hres	-	50 (10)	-	-	-	-	30 (2.5)	30 (2.5)	-
CO									
1 hr	15000	14300	35000	35000	35000	34600	36200	35000	15000
8 hres	6000	5500	15000	15000	15000	12700	15700	13000	6000
24 hres	-	-			10000				
Ozone									
1 hre	160	-	160	-	160	160	165	157	160
24 hres	50	-	50	-	50	-	-	-	-
Annuel	-	-	30	-	30		-	-	-

La combustion de biomasse dans des chaudières à biomasse entraîne des émissions de dibenzo-p-dioxines polychlorées (PCDD) et les dibenzofurannes polychlorés (PCDF), couramment appelés dioxines et furannes. Les ministres ont approuvés des standards pancanadiens des dioxines et furannes pour les incinérateurs de déchets et pour les chaudières à biomasse brûlant du bois chargé en sel (occurrence en Colombie-Britannique seulement) (Conseil Canadien des Ministères de l'Environnement [CCME] 2005).

Cependant, sur la base des facteurs d'émissions déterminés par Paprican pour des chaudières à biomasse des usines de pâtes et papiers, CCME (Conseil Canadien des Ministères de l'Environnement) a décidé de ne pas développer de réglementation sur les émissions de dioxines et furannes puisque ces dernières représentent moins de 1% de l'inventaire national (ADI 2005).

A5. Technologies de séchage

Sécheurs biologiques

L'unité de compostage vertical (UCV), une technologie développée par deux inventeurs de Nouvelle-Zélande, traite plusieurs types de résiduels tel le papier, le carton, les boues, la nourriture, et les huiles (Basnayake 2001). Bien que l'UCV soit un système de compostage, la siccité finale du matériel traité est typiquement de 40-50%. Un prétraitement s'avère nécessaire pour certains types de résiduels. Par exemple si les boues ont une siccité inférieure à 20%, elles doivent être déshydratées préalablement à leur traitement. L'unité de compostage vertical est un système de compostage fermé capable de traiter des résiduels de nature biologique pour de petites à moyennes applications municipales et industrielles. Plus précisément, le système est disponible pour traiter des volumes variant de 5 à 1000 m³. La chambre de traitement opère de façon continue tels les systèmes à courant continu; le matériel est approvisionné par le haut de la chambre de traitement et en est extrait quotidiennement par le bas du réacteur. Le principe de fonctionnement du système est un principe de compostage traditionnel qui a été légèrement reconfiguré; le passage d'air dans la matrice se fait de bas en haut. L'aération est approvisionnée par les forces de convection naturelle accélérées par une soufflante localisée sur le dessus de chacune des unités. De la chaleur en provenance de l'activité métabolique des microorganismes est principalement généré dans le bas de la chambre. Pour éviter l'échappement de l'air chaud dans l'atmosphère, l'air est harnaché pour créer un effet de cheminée

naturelle qui tire l'air frais de l'extérieur à la base de la chambre. Puisque l'air chaud monte, les températures de la matrice varient de 40°C à la base de la chambre jusqu'à plus de 70°C dans le haut du réacteur. Le temps de traitement varie de 7 à 14 jours mais peut être aussi élevé que 6 semaines. Ce système est énergétiquement efficace et ne requiert pas d'agitation, de biofiltration, de source de chaleur extérieure ou encore d'injection d'air. Le système requiert peu de parties mobiles et les coûts de maintenance et d'opération sont très peu élevés. Suite au traitement, la réduction des pathogènes est significative (VCU 2005).

Le tableau suivant est une revue des technologies de séchage faite par ADI (2005).

Tableau A5.1 : Revue des technologies de séchage par ADI (2005)

Technologie	Approche	Efficacité		Potentiel d'implantation	Avantages commerciaux	Désavantages commerciaux	Maturité technologique
Sécheurs thermiques pneumatiques modifiés (Exergy)	La boue est portée pneumatiquement au travers de la canalisation et est séchée avec de la vapeur surchauffée.	> 40%	> 80%	Élevé : Concept compact, court temps de résidence, composantes annexes. Attention : coûts capital/opératoires potentiellement élevés.	+ Court temps résidence; + Empreintes au sol minimales; + Ré-utilisation vapeur surchauffée (80-90% de récupération d'énergie); + Pas de risques de feu ou d'explosion; + Circuit fermé élimine le besoin de traiter l'effluent gazeux.	- Mélange boues avec matériel sec est requis; - Consommation d'énergie spécifique élevée (825 KWh/tonne H ₂ O évaporée); - Conditions de séchage turbulentes; - Coût en capital élevé; - Siccité finale limitée attribuable au court temps de résidence.	Moyen : Nombre d'unités limités dû au fait que la technologie n'est pas facilement applicable à un matériau aussi humide et pesant.

Tableau A5.1 : Revue des technologies de séchage par ADI (2005) – suite 1

Technologie	Approche	Efficacité		Potentiel d'implantation	Avantages commerciaux	Désavantages commerciaux	Maturité technologique
		Siccité initiale	Siccité finale				
Sécheurs thermiques à bandes modifiés (EcoDry, TLG, Low-Temperature Dryer, Dry-Rex)	La boue est répartie également sur la bande et de l'air chauffé traverse la couche de boue et absorbe l'eau du matériel humide.	> 25%	> 90%	Moyen : Des systèmes à bande importants doivent être utilisés dû aux faibles températures, les couches minces de boues et des temps de résidence importants. Les équipements connexes sont nombreux et coûteux (ex. : convoyeurs, ventilateurs, dispositifs antipollution pour l'effluent gazeux).	+Possibilité d'utiliser de la chaleur résiduelle; +Températures élevées ne sont pas nécessaires dû au temps de résidence élevé et à la configuration de l'écoulement; +Pas nécessaire de mélanger le matériel à traiter avec un matériel plus sec.	-Nécessite superficie importante; -Nécessite plusieurs composantes annexes; -Équipement complexe; -Maintenance : coûts élevés; -Temps de résidence élevés et l'espace requis.	Moyen : Bien que les sécheurs à bandes soit une technologie mature, elle n'est pas communément utilisée dû aux temps de résidence élevés et l'espace requis.

Tableau A5.1 : Revue des technologies de séchage par ADI (2005) – suite 2

Technologie	Approche	Efficacité		Potentiel d'implantation	Avantages commerciaux	Désavantages commerciaux	Maturité technologique
		Siccité initiale	Siccité finale				
Sécheurs ultrasoniques (KDS)	Le principe de destruction cinétique est utilisé pour causer la séparation mécanique de l'humidité des particules solides.	> 20% (45-56% est optimum)	82-92%	Élevé : Système autonome, monté sur glissières, requière un minimum de composantes annexes et une petite surface d'implantation.	+ L'eau est extraite sous forme liquide et non gazeuse; + Énergie mécanique est utilisée pour extraire l'eau et non pas de l'énergie thermique; + Faible consommation d'énergie spécifique (330-700 KWh/tonne eau extraite); + Coûts opérationnels peu élevés; + Petite surface d'implantation; + Produit final très sec et poudreux	- Nécessite un purificateur d'air; - Sensible aux corps étrangers (roches, métal); - Complexité élevée attribuable aux composantes mobiles et à une vitesse de rotation élevée; - Contient six (6) moteurs; - Coûts d'entretien potentiellement élevés.	Moyen : Une unité de démonstration à l'échelle commerciale a été utilisée cependant aucune unité à pleine échelle n'a été achetée.

Tableau A5.1 : Revue des technologies de séchage par ADI (2005) – suite 3

Technologie	Approche	Efficacité		Potentiel d'implantation	Avantages commerciaux	Désavantages commerciaux	Maturité technologique
		Siccité initiale	Siccité finale				
Sécheurs électroniques (Electro-déshydratation)	L'électro-osmose est utilisée pour renforcer la déshydratation mécanique dans l'appareil ressemblant une presse à bande.	2% - 15% (10-20% est optimum)	34-53%	Élevé : L'installation et l'agencement des équipements sont similaires à celles d'une presse à bande régulière avec l'application du potentiel électrique.	+L'application de courant électrique extrait l'eau interstitielle qui ne pourrait pas être extraite par pression mécanique. +Petite surface d'implantation; +Capacité de déshydrater des boues hydratées telles les boues secondaires, biologiques et municipales; +Faible coûts capitaux/opérationnels; +Élimine les pathogènes.	-Les boues doivent être préalablement épaissies car la déshydratation par pression mécanique avec un temps de résidence relativement court est limitée; ; -Actuellement, les unités à petite échelle limitent les débits requis pour des usines plus productives; - Consommation d'énergie élevée.	Moyen : La technologie est à l'étape de commercialisation et une unité à grande échelle a déjà été implantée à Victoriaville (Qc) à proximité de l'usine de traitement des eaux usées municipales.

Tableau A5.1 : Revue des technologies de séchage par ADI (2005) – suite 4

Technologie	Approche	Efficacité		Potentiel d'implantation	Avantages commerciaux	Désavantages commerciaux	Maturité technologique
		Siccité initiale	Siccité finale				
Sécheurs solaires (Kult solaire)	Utilise l'énergie solaire et des cycles d'énergie recyclée pour sécher la boue dans un agencement semblable à une serre.	> 20%	50-90%	Moyen : Surface d'implantation importante mais l'équipement est simple et facile à installer et à opérer.	+Utilisation d'une source d'énergie alternative ou encore une source de chaleur récupérée n'est pas nécessaire; +Agencement et opération simples; +Entretien minime.	-Surface d'implantation importante; -Faible température d'air et importante quantité d'air engendre un dégagement gazeux qui pourrait nécessiter un traitement avant d'être relâché à l'atmosphère.	Faible : L'utilisation d'énergie solaire est intéressante pour le séchage de boues cependant il reste beaucoup de travail à faire pour optimiser l'efficacité du procédé et pour réduire le temps de traitement.

Tableau A5.1 : Revue des technologies de séchage par ADI (2005) – suite 5

Technologie	Approche	Efficacité		Potentiel d'implantation	Avantages commerciaux	Désavantages commerciaux	Maturité technologique
		Siccité initiale	Siccité finale				
Sécheurs biologiques (UCV, Biosécheur)	Un outil qui fournit une gestion et un contrôle amélioré des bio-procédés industriels.	> 20%	50%	Élevé : La technologie consiste en des logiciels et des capteurs qui sont utilisés pour contrôler les conditions environnementales dans le bioréacteur.	+Simple, automatisé, facile à opérer; +Nécessite très peu d'équipement d'exploitation; +Séchage se fait de façon bidirectionnelle par l'intermédiaire d'une aération forcée.	-Nécessite une importante surface d'implantation; -Faible augmentation de la siccité en comparaison au temps, l'effort et aux dépenses. -Des inspections, ajustements et calibrations fréquents des capteurs pourraient être nécessaires; -Coût en capital relativement élevé et retour sur investissement variable entre 1 et 5 ans.	Faible : La technologie a été utilisée pour l'extraction des biogaz dans des sites d'enfouissement ent. Des essais à l'échelle de laboratoire ont été complétés pour démontrer l'application de la technologie pour le séchage des boues papetières.

ANNEXE B: PROTOCOLES EXPÉRIMENTAUX

B.1 Protocole de remplissage du banc d'essai

Matériel :

- Six barils (45 gallons) de boues;
- Cinq barils (45 gallons) d'écorces;
- Mélangeur à ciment électrique;
- Banc d'essai;
- Une cellule de pesage (ou balance commerciale);
- Deux pelles;
- Trois chaudières de 5 gallons;
- Bac de plastique avec deux poignées (dimensions d'environ 0,40 m x 0,35 m x 0,15 m)
- Poids d'un kg (environ) monté sur un manche;
- Fichier Excel permettant de calculer la quantité de matière (boues et écorces) nécessaire à l'obtention du ratio boues/écorces visé.

Protocole :

1. Peser les trois chaudières qui seront utilisées pour peser les boues et les écorces sur la cellule de pesage et inscrire leur masse dans le fichier Excel créé à ces fins;
2. Mélanger les boues réceptionnées pour s'assurer de leur homogénéité. Pour ce faire vider le contenu des barils sur un plastique au sol et mélangé manuellement avec une pelle;
3. Remplir deux des trois chaudières avec de la boue, les peser sur la cellule de pesage et noter leur masse dans le fichier Excel;
4. Remplir la troisième chaudière d'écorces, la déposer sur la cellule de pesage et rajouter/enlever de son contenu pour obtenir la masse d'écorces nécessaire au ratio visé (masse calculée dans le fichier Excel);
5. Vider le contenu des trois chaudières dans le mélangeur à ciment pour environ 5 minutes ou jusqu'à ce que les boues et d'écorces apparaissent bien mélangées;
6. Vider le mélange boues/écorces dans un bac aux dimensions appropriées et transvider le contenu dans le réacteur de bioséchage;
7. A tous les 0,30 m de matériel, compacter légèrement le matériel en laissant tomber le poids d'un kilogramme sur la surface totale du la matrice poreuse;
8. Répéter les étapes 3 à 8 jusqu'à ce que le volume de matériel dans le réacteur soit d'un peu plus d'un mètre cube pour minimiser les effets de la compaction.

B.2 Protocoles d'échantillonnage

Échantillons initiaux

1. Dans un sac de plastique avec attache hermétique (exemple : sac ziplock pour congélateur), déposer environ 250g de boues. Répéter l'opération pour les écorces et le mélange boues/écorces.
2. Échantillonner trois fois soit, lorsque le réacteur est rempli au tiers, au deux tiers et à sa pleine capacité.
3. Réfrigérer les échantillons jusqu'à leur livraison dans un laboratoire accrédité.

Échantillons finaux

1. Échantillonnage ponctuel

Généralement, du à la compaction du matériel et au séchage de la matrice, la hauteur finale de cette dernière est d'environ 0,85 m. La matrice est échantillonnée à trois niveaux soit environ, 0,15 m, 0,45 m et 0,75 du bas de la matrice. Trois échantillons sont prélevés par niveaux, soit à 0,25 m, 0,50m et 0,75 m de la paroi de droite du réacteur.

2. L'échantillonnage moyen

Vu la non-uniformité de la matrice poreuse, dans le but d'obtenir des échantillons représentatifs de la siccité moyenne de la matrice poreuse, le contenu du banc d'essai était vidé sur une toile de plastique et ensuite mélangé. Par la suite, trois échantillons sont prélevés de façon aléatoire.

3. Réfrigérer les échantillons jusqu'à leur livraison dans un laboratoire accrédité.

ANNEXE C: BILAN MASSIQUE ET ÉNERGÉTIQUE

C.1 Équations du bilan massique

(1) Tension de vapeur - L'équation d'Antoine

(Équation empirique reliant la tension de vapeur et la température)

$$P^{\circ}H_2O = 10^{A - \frac{B}{T+C}}$$

où

$P^{\circ}H_2O$ = tension de vapeur = [Pa]

A, B & C = constantes propres à chaque substance

T = température [°C]

(2) Pression partielle

$$PH_2O = P^{\circ}H_2O * HR$$

où

PH_2O = pression partielle = [Pa]

$P^{\circ}H_2O$ = tension de vapeur = [Pa]

HR = humidité relative = [%]

(3) Masse d'eau dans l'air

$$Y = 0.622 * \left(\frac{PH_2O}{P_{totale} - PH_2O} \right)$$

où

Y = humidité absolue = [kg H₂O/kg air sec]

PH_2O = pression partielle = [Pa]

$P^{\circ}H_2O$ = tension de vapeur = [Pa]

HR = humidité relative = [%]

(4) Débit d'air sec

$$Ma.s = \frac{(P_{atm} - PH_2O_{air}) * Q * MM_{air}}{R * T_{air}}$$

où

M a.s = débit d'air sec = [kg/s]

 P_{atm} = pression atmosphérique = [Pa]Q = débit = [m³/s]

MM = masse moléculaire de l'air

R = constante des gaz parfaits = [8.314 J/mol °K]

(5) Taux d'assèchement

$$\Delta H_2O = (Y_{sortie} - Y_{entrée}) * Ma.s$$

où

 ΔH_2O = taux d'assèchement = [kg H₂O/s] Y_{sortie} = humidité absolue de l'effluent gazeux = [kg H₂O/kg air sec] $Y_{entrée}$ = humidité absolue de l'influent gazeux = [kg H₂O/kg air sec]

M a.s = débit d'air sec = [kg/s]

C.2 Équations du bilan énergétique

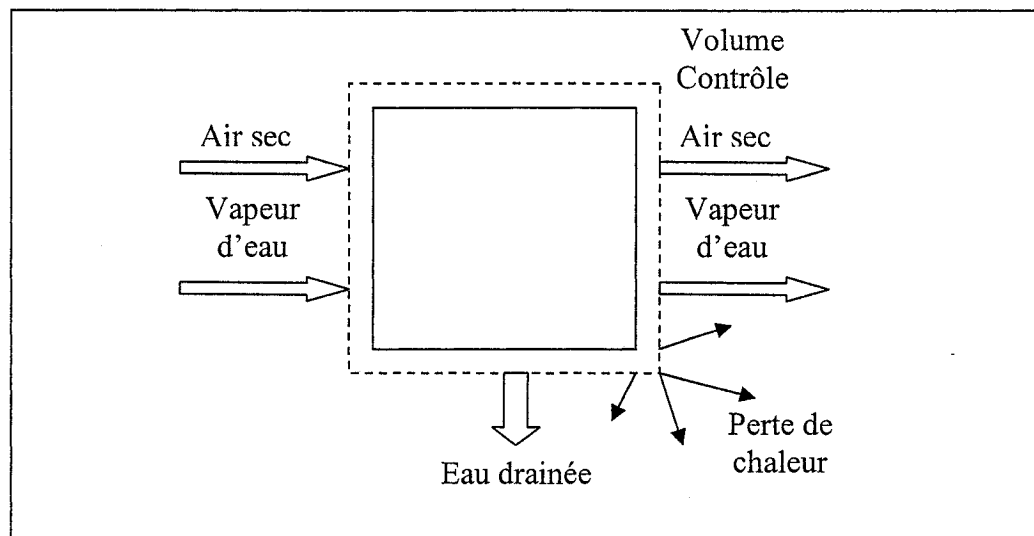


Figure C2.1 : Schéma du bilan massique

Les hypothèses derrière le bilan énergétique sont les suivantes:

- Régime non-permanent (conditions changent dans temps);
- Cependant, pour chacun des intervalles de temps, le régime est considéré permanent;
- Régime uniforme (conditions du fluide ne change pas en position);
- Système non-isotherme (température constante pour un intervalle de temps);
- Le matériel poreux du réacteur est macroscopiquement homogène;
- Matériel est parfaitement mélangé;
- L'eau est uniformément répartie à travers la matrice poreuse;

- Les effets potentiels attribuables à la variation de la porosité du matériel est négligeable;
- L'air sec et la vapeur d'eau sont considérés comme des fluides incompressibles (la densité ainsi que les autres propriétés physiques sont uniformes de part et d'autre de la coupe transversale);
- L'air humide est un fluide newtonien (viscosité ne dépend pas du gradient de vitesse);
- La température de référence utilisée est de zéro;

L'équation du bilan macroscopique d'énergie pour un système non-isotherme en régime non-permanent est la suivante:

$$\frac{d}{dt}(K_{tot} + \phi_{tot} + U_{tot}) = \sum \left(\frac{1}{2} v_{in}^2 + gh_{in} + \hat{H}_{in} \right) \dot{m}_{in} - \sum \left(\frac{1}{2} v_{ex}^2 + gh_{ex} + \hat{H}_{ex} \right) \dot{m}_{ex} + W_m + Q$$

Les hypothèses suivantes sont posées pour conserver uniquement les termes nécessaires au bilan énergétique du système :

- L'énergie potentielle est négligeable;
- Dans l'influent et l'effluent gazeux, nous négligeons aussi l'énergie potentielle;
- Il n'y a pas de travail mécanique fait sur le système.

$$\frac{d}{dt}(\cancel{K_{tot}} + \cancel{\phi_{tot}} + U_{tot}) = \sum \left(\frac{1}{2} v_{in}^2 + \cancel{gh_{in}} + \hat{H}_{in} \right) \dot{m}_{in} - \sum \left(\frac{1}{2} v_{ex}^2 + \cancel{gh_{ex}} + \hat{H}_{ex} \right) \dot{m}_{ex} + \cancel{W_m} + Q$$

Nous obtenons l'équation suivante :

$$\frac{d}{dt}(U_{tot}) = \sum \left(\frac{1}{2} v_{in}^2 + \hat{H}_{in} \right) \dot{m}_{in} - \sum \left(\frac{1}{2} v_{ex}^2 + \hat{H}_{ex} \right) \dot{m}_{ex} + Q$$

L'équation illustrée simplement donne :

$$Accumulation = Intrants - (Extrants + pertes) \pm transformation$$

$$E_{vc} = E_{in} - (E_{ex} + Q) \pm E_{bio}$$

Les équations détaillées

Les équations sont détaillées pour un intervalle de temps.

1. *Énergie interne des fluides (air sec et vapeur) inclus l'énergie interne (E_I) et l'énergie cinétique (E_C) :*

- a) *Énergie interne : Air sec - intrant*

$$E_{I_{air\ sec_{in}}} = m_{air\ sec_{in}} C_{p_{air\ sec}} (T_{in} - T_{ref})$$

$$E_{C_{air\ sec_{in}}} = m_{air\ sec_{in}} \frac{v_{air\ sec_{in}}^2}{2}$$

- b) *Énergie interne : Vapeur d'eau - intrant*

$$E_{I_{vapeur_{in}}} = m_{vapeur_{in}} C_{p_{vapeur}} (T_{in} - T_{ref})$$

$$E_{C_{vapeur_{in}}} = m_{vapeur_{in}} \frac{v_{vapeur_{in}}^2}{2}$$

c) Énergie interne : Air sec – extrant

$$E_{I\ air\ sec\ ex} = m_{air\ sec\ ex} C_{p\ air\ sec} (T_{ex} - T_{ref})$$

$$E_{C\ air\ sec\ in} = m_{air\ sec\ in} \frac{v_{air\ sec\ in}^2}{2}$$

d) Énergie interne : Vapeur d'eau - extrant

$$E_{I\ vap\ ex} = \underbrace{m_{vap\ in} C_{p\ vap} (T_{ex} - T_{ref})}_{(1)} + \underbrace{(m_{vap\ ex} - m_{vap\ in}) C_{p\ eau} (T_{ex} - T_{ref}) + (m_{vap\ ex} - m_{vap\ in}) h_{fg}}_{(2)} + \underbrace{\phantom{(m_{vap\ ex} - m_{vap\ in}) h_{fg}}}_{(3)}$$

Terme (1) : Vap_{in} est chauffée à T_{ex}

Terme (2) : Eau entrante (dans réacteur) est chauffé à T_{ex} et une portion est

évaporée, d'où Cp_{eau}

Terme (3) : Énergie latente (fonction de T_{ex})

e) Énergie cinétique : Vapeur d'eau – extrant

$$E_{C_{vapeur_{ex}}} = m_{vapeur_{ex}} \frac{v_{vapeur_{ex}}^2}{2}$$

f) Énergie interne : eau liquide du drain

$$E_{I_{eau_{ex}}} = m_{eaudrain_{ex}} C_{p_{eau}} (T_{mat_{bas}} - T_{ref})$$

2. Pertes de chaleur (Q)

$$q_{cond} = -kA \frac{(T_2 - T_1)}{(x_2 - x_1)} * Nbre_Panneaux * t$$

$$k = \frac{1}{R}$$

$$q_{cond} = A \frac{(T_{mat} - T_{atm})}{(R_i x_i + \dots + R_{i+1} x_i)} * Nbre_panneaux * t$$

3. *Énergie du volume de contrôle (E_{vc})*

$$E_{vc} = E_{vc_{boues}} + E_{vc_{écorces}} + E_{vc_{eau}}$$

a) Masse sèche

$$E_{vc_{massesèche}} = E_{vc_{boues}} + E_{vc_{écorces}}$$

$$E_{vc_{massesèche}} = m_{boues} Cp_{boues} (T_{mat} - T_{ref}) + m_{écorces} Cp_{écorces} (T_{mat} - T_{ref})$$

b) Masse eau

$$E_{eaumatl} = m_{eau} Cp_{eau} (T_{mat} - T_{ref})$$

4. *Énergie biologique est calculée par différence.*

$$E_{bio} = E_{vc} - E_{in} + (E_{ex} + Q)$$

Indices inférieurs

A: aire de surface, L^2

atm: atmosphérique

cond : conductivité

bio : biologique

E : énergie

eau matl : eau dans le matériel

ex : extrant

in : intrant

mat : matricielle

matl : matériel

T : température

tot : Totale

ref : référence

vc : volume de contrôle

Symboles

C_p : capacité calorifique, ML^2/t^2T

g : accélération gravitationnelle, L/t^2

h : enthalpie par unité de masse

$\hat{H}$: enthalpie, ML^2/t^2

K : énergie cinétique, ML^2/t^2

k : conductivité thermique, ML/t^3T

$\dot{m}$: débit massique (m/s)

Q : taux d'écoulement de chaleur, ML^2/t^3

R : coefficient de résistivité thermique, WL/L^2T

U : énergie interne, ML^2/t^2

v : vitesse, L/t

$\dot{W}_m$: taux de travail, ML^2/t^3

x : longueur, L

ϕ : énergie potentielle, ML^2/t^2

ANNEXE D: ANALYSE ÉCONOMIQUE

Tableau D.1 : Paramètres de l'analyse économique

Paramètres	Unités	Valeur
<i>Matériel</i>		
Siccité initiale – boues ¹	%	26
Siccité initial – écorces ¹	%	46
Ratio Boues :Écorces	unité	2 :1
Densité mélange (B&E)	kg/m ³	600
<i>Propriétés de l'air</i>		
Température influent	°C	22
Humidité relative influent	%	30
Humidité relative effluent	%	100
Pression atmosphérique	Pa	101325
<i>Taux</i>		
Taux de perte de carbone	g/min	0,53
Taux production eau microbienne	ml/min	0,66
Taux perte eau drainée	ml/min	0,22
<i>LHV</i>		
Écorces sèches ²	GJ/tonnes sèches	16
Boues sèches ²	GJ/tonnes sèches	18
Eau ²	GJ/tonnes	-2,74
Gaz naturel ²	GJ/m ³	0,037
<i>Coûts énergétiques</i>		
Électricité ¹	\$/KWh	0,039
Gaz naturel ¹	\$/m ³	0,42
<i>Disposition des résidus</i>		
Enfouissement ¹	\$/tonne	30
Cendres – boues ¹	%	10
Cendres – Écorces ¹	%	5

Tableau D.1 : Paramètres de l'analyse économique – suite1

Paramètres	Unités	Valeur
Production méthane ¹	m ³ CH ₄ /tonne humide	100
Densité méthane ¹	kg CH ₄ /m ³	0,72
<i>Gaz à effet de serre</i>		
Production CO ₂ – combustion du gaz naturel ¹	tonne/m ³	0,002
Production CO ₂ – combustion de biomasse ¹	kg CH ₄ /kg biomasse sèche	0,003
Production CO ₂ – génération électricité ¹	tonne/MWh	0,05
Coût de production CO ₂ ¹	\$/tonne	10
<i>Autres</i>		
Efficacité soufflantes ¹	%	95
Mise à l'échelle ³	unité	0,75
Fraction énergétique minimum du gaz naturel	%	4

1 - FREI, K.M., CAMERON, D., JASMIN, S., STUART, P.R. 2005. "Novel Sludge Drying Process for Cost-Effective Onsite Sludge Management". *Compte-rendu - 91e Conférence de l'Association technique des pâtes et papiers du Canada (ATPPC)*. 7-9 fév. Montréal, QC. D-859-867.

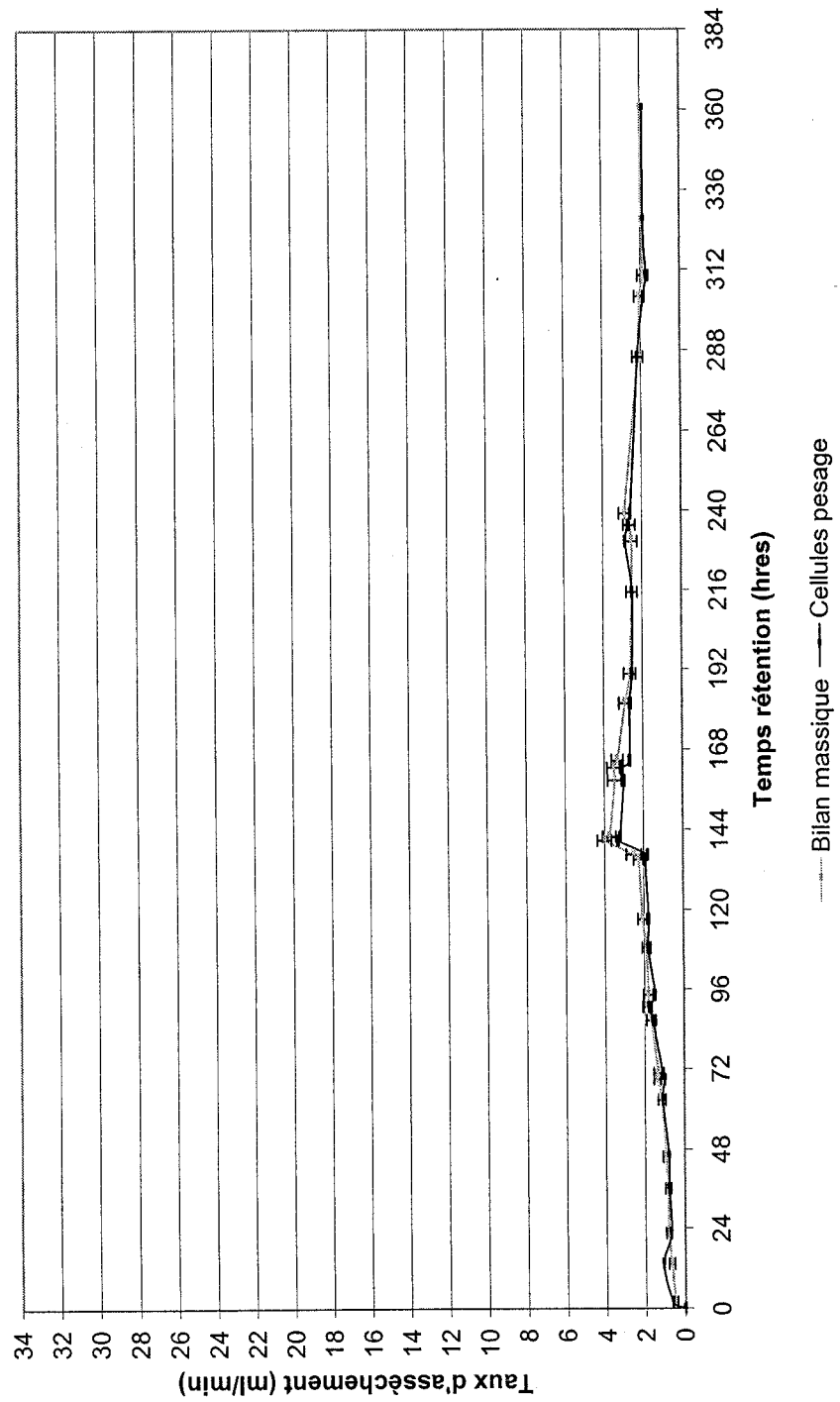
2 – WMO UNEP. 2005. The IPCC Data Distribution Center, *Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC)*. [En ligne]. <http://ipcc-ddc.cru.uea.ac.uk/>. Page consultée le 4 septembre 2005).

3 – PERRY, H. P. 1973. "Cost and Profitability Estimation". *Chemical Engineering Handbook*. CHILTON, C. H. fifth edition. New-York. McGraw W-Hill. 25.1-25.43.

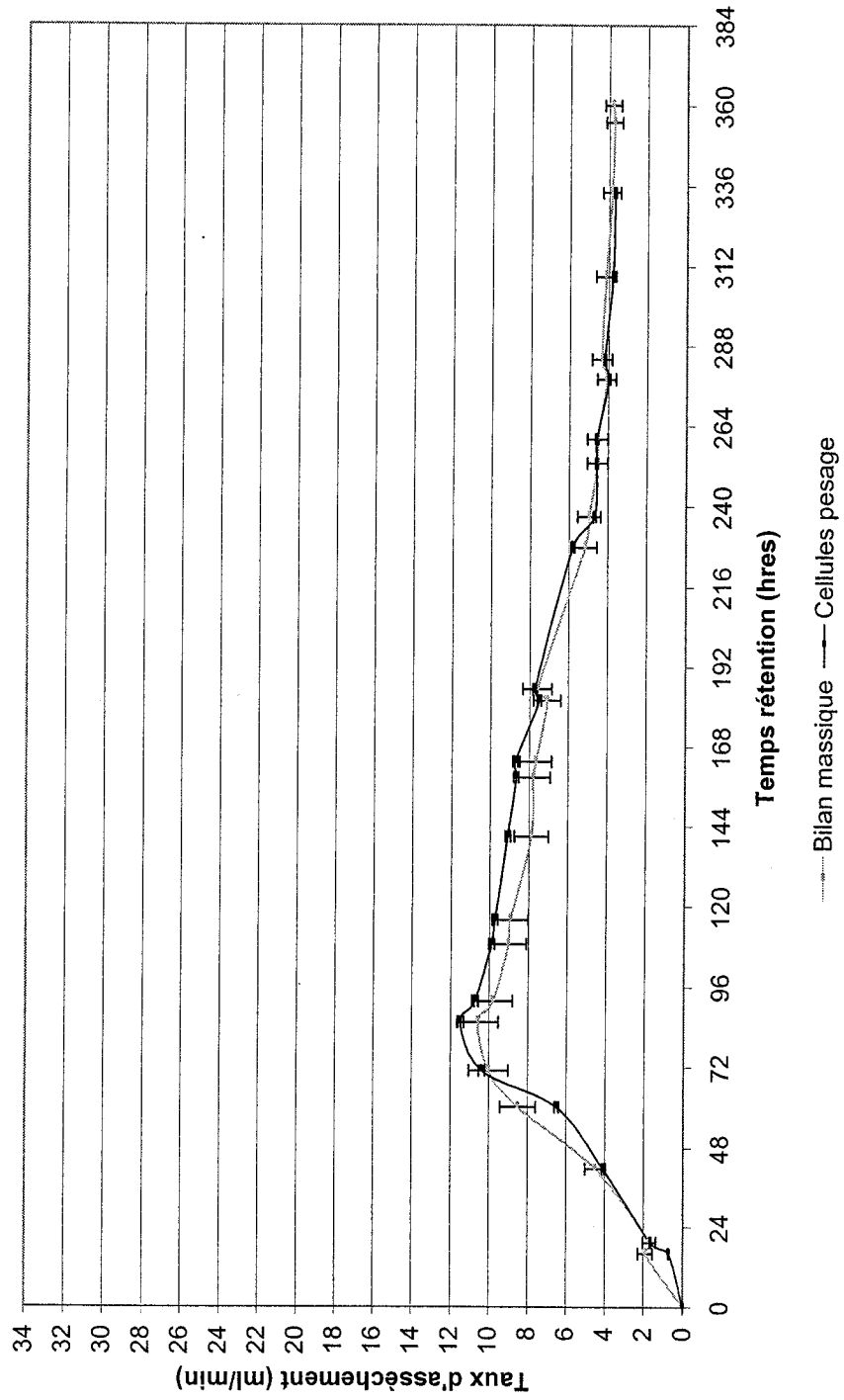
ANNEXE E: RÉSULTATS EXPÉRIMENTAUX

E.1 Graphiques de taux d'assèchement et de températures d'effluent gazeux

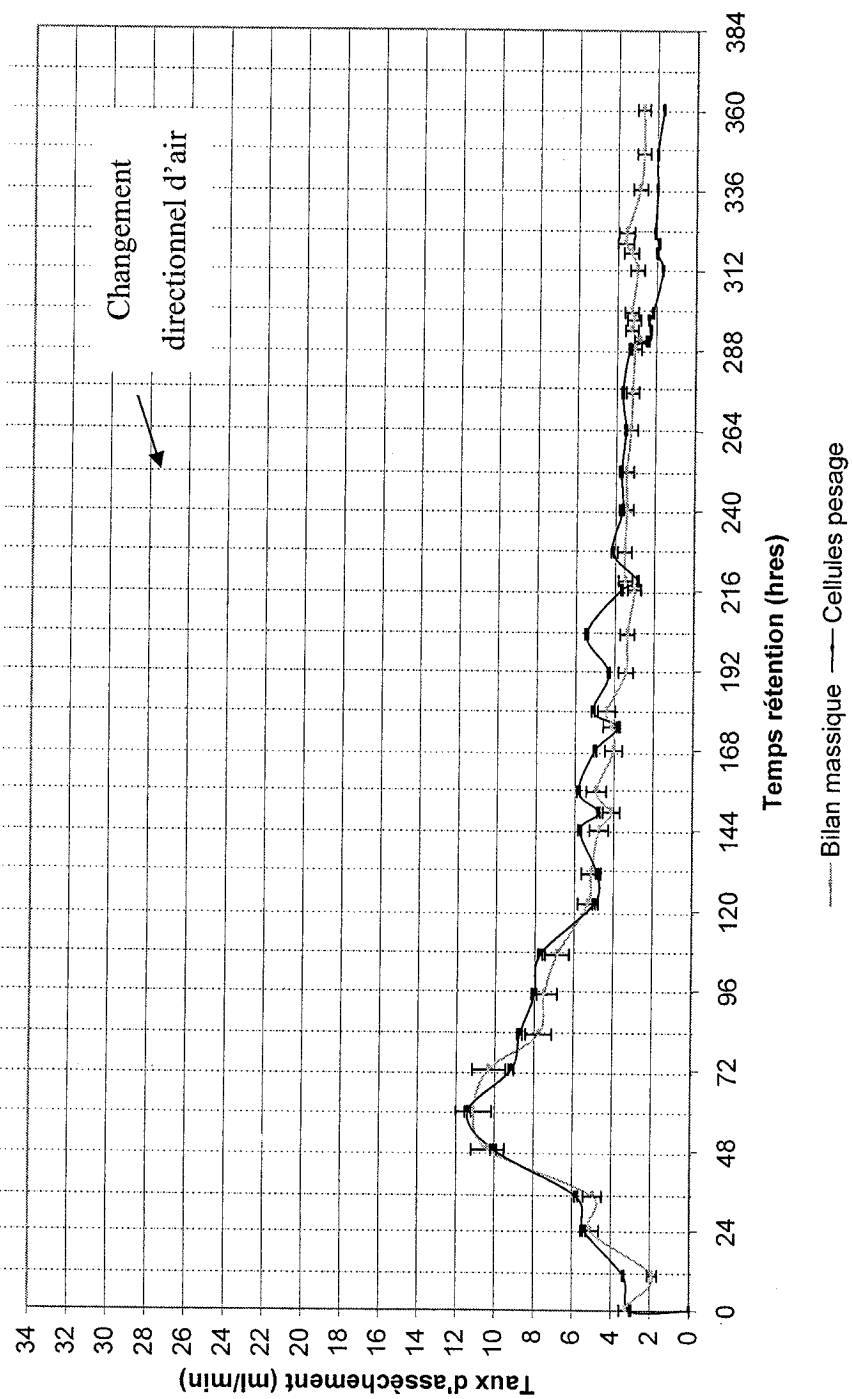
Taux d'assèchement - Expérience 1
(Q=4cfm)



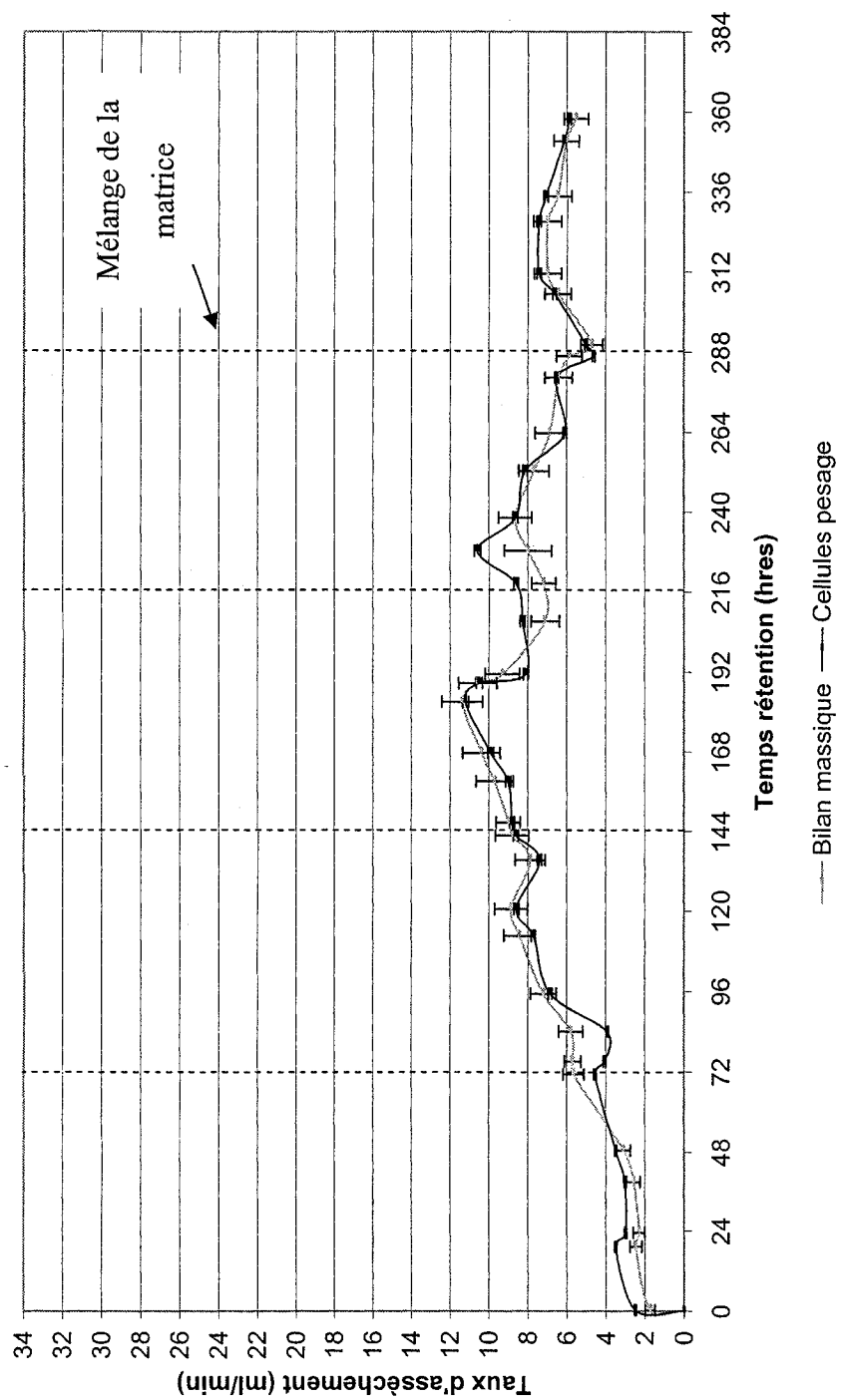
Taux d'assèchement - Expérience 2
(Q=8 cfm)



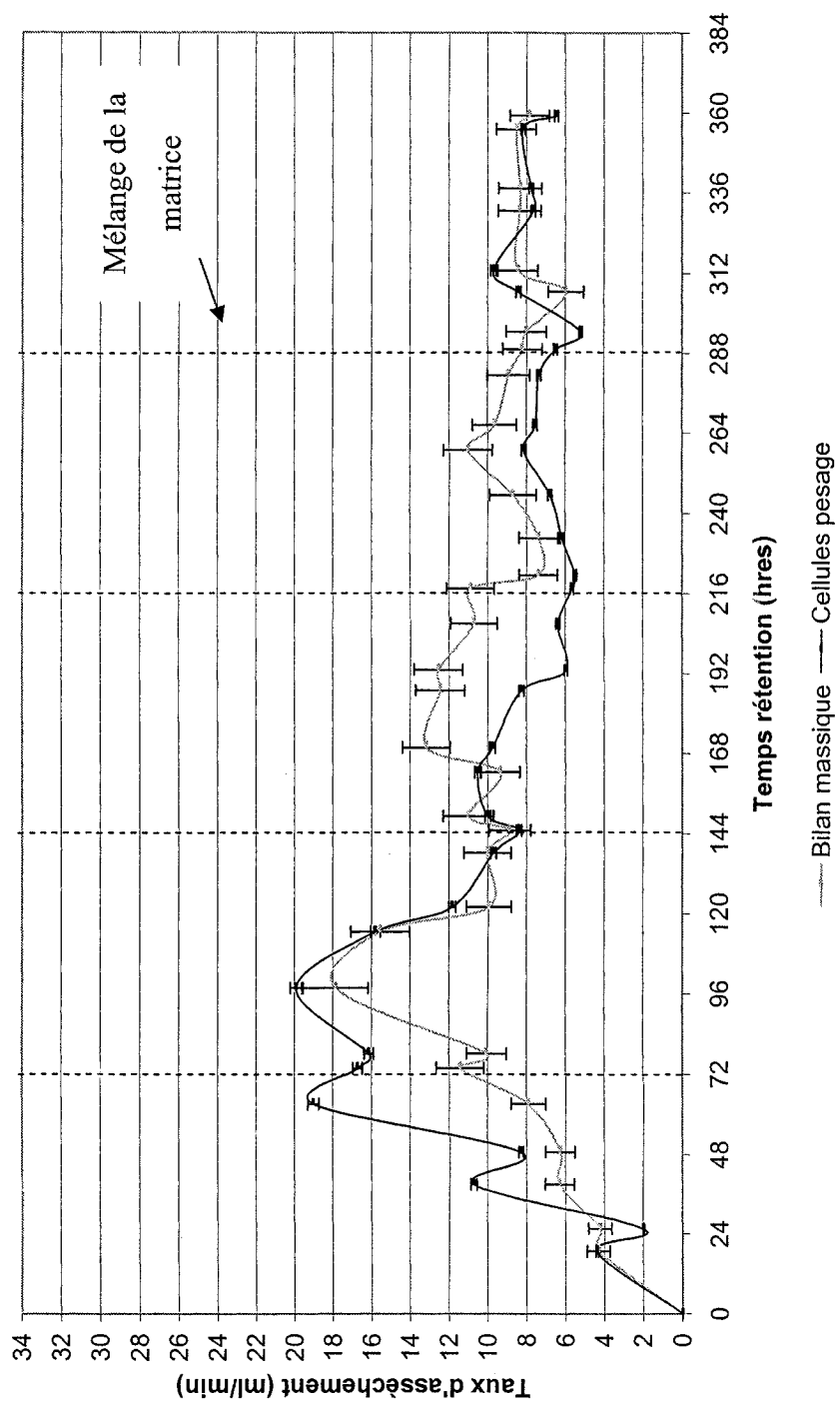
Taux d'assèchement - Expérience 3
(Q=8cfm, changement directionnel d'air: 12hres)



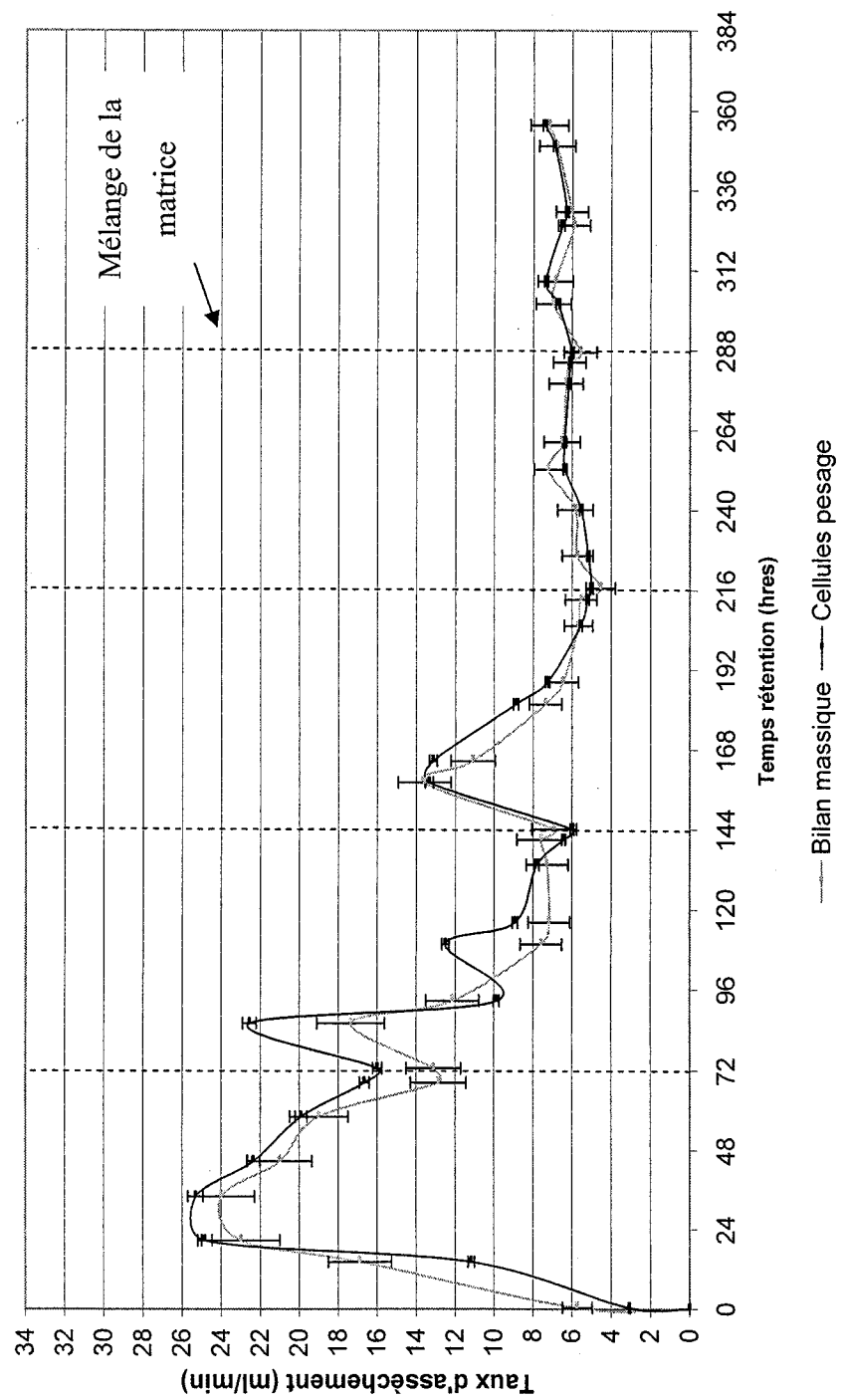
Taux d'assèchement - Expérience #4
(Q=8cfm, mélange de la matrice: 72 hrs)



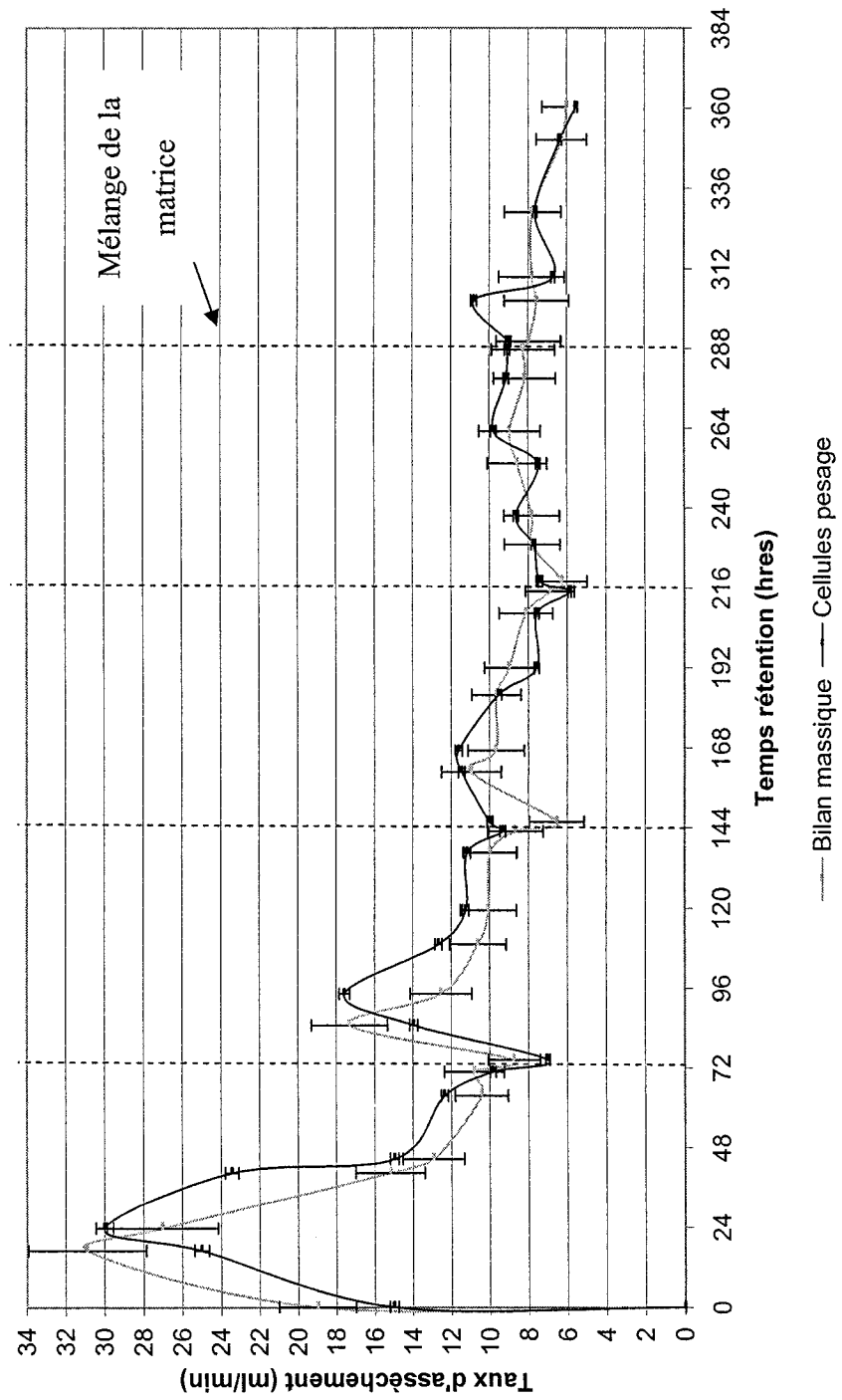
Taux d'assèchement - Expérience #5
(Q=16cfm, mélange de la matrice: 72 hrs)



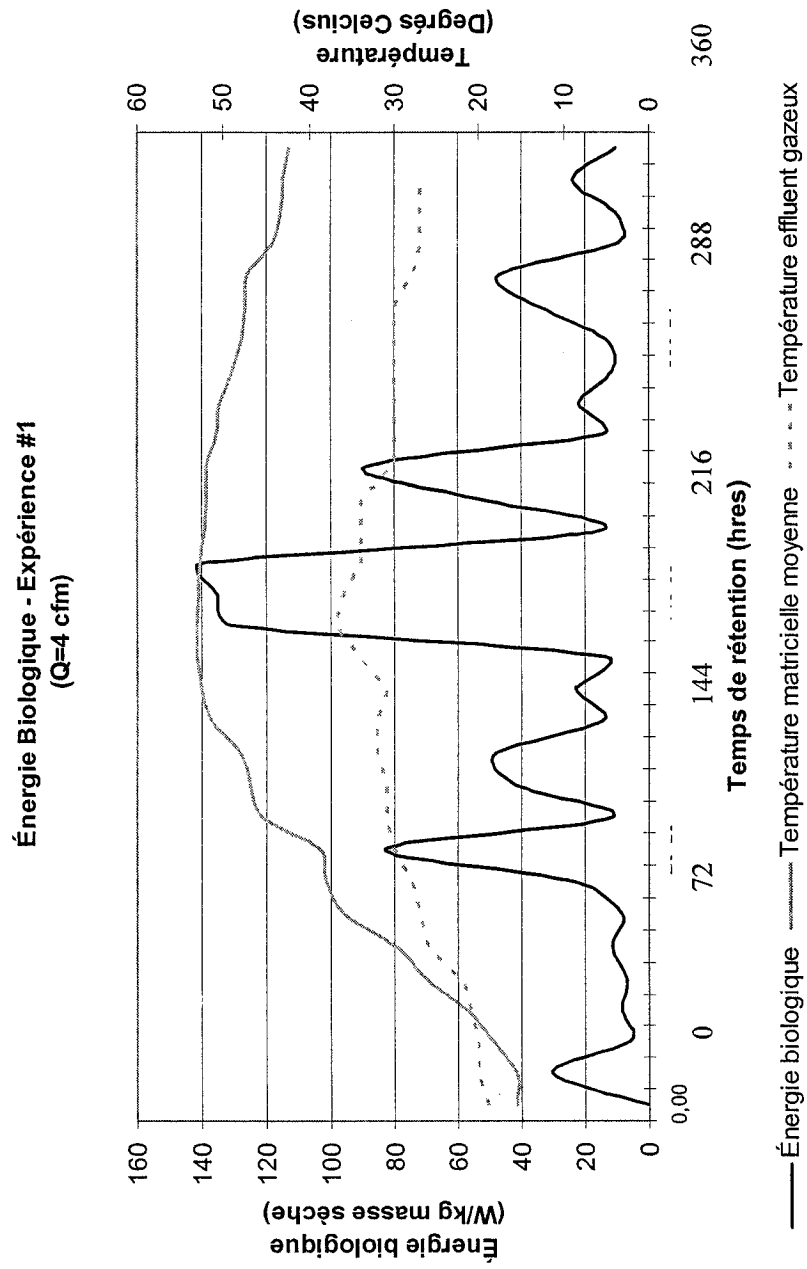
Taux d'assèchement - Expérience #6
(Q=16cfm, mixing: 72 hrs)



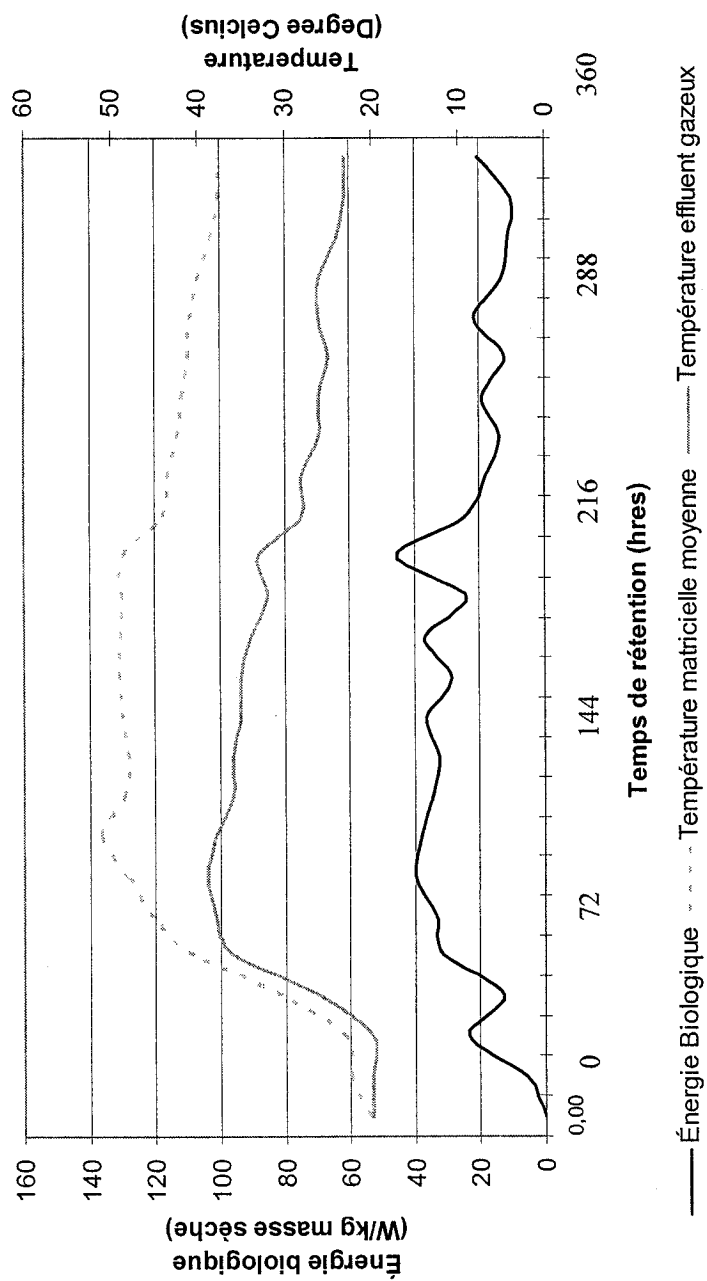
Taux d'assèchement - Expérience #7
(Q=16 cfm, mélange de la matrice:72 hrs)



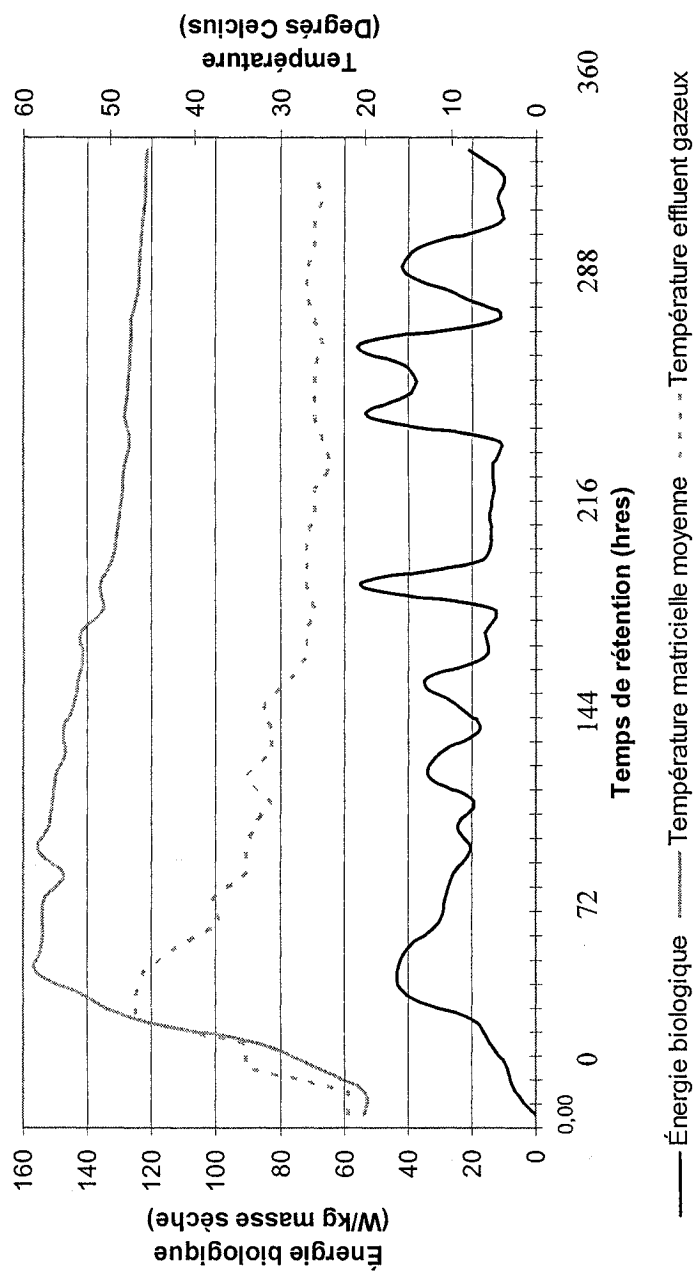
E.2 Graphiques de production d'énergie biologique et de températures d'effluent gazeux



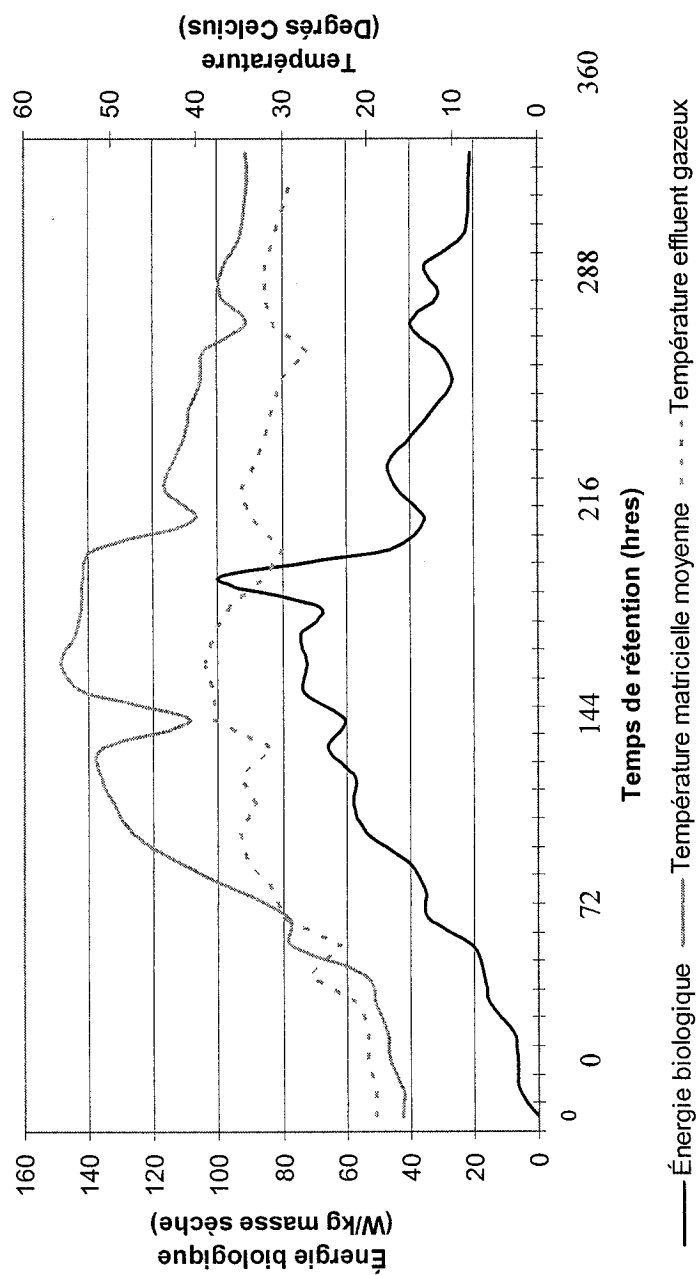
Énergie Biologique - Expérience #2
(Q=8 cfm)



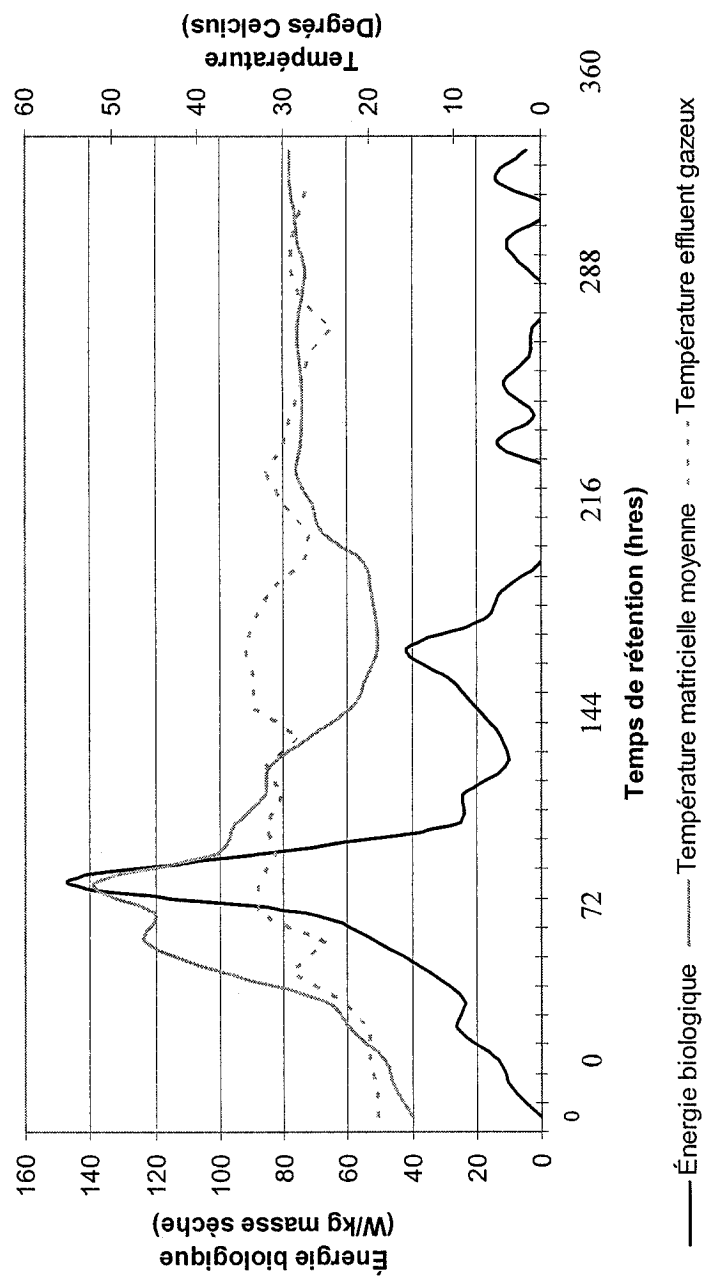
Énergie Biologique - Expérience #3
(Q=8 cfm, changement directionnel d'air: 12hres)



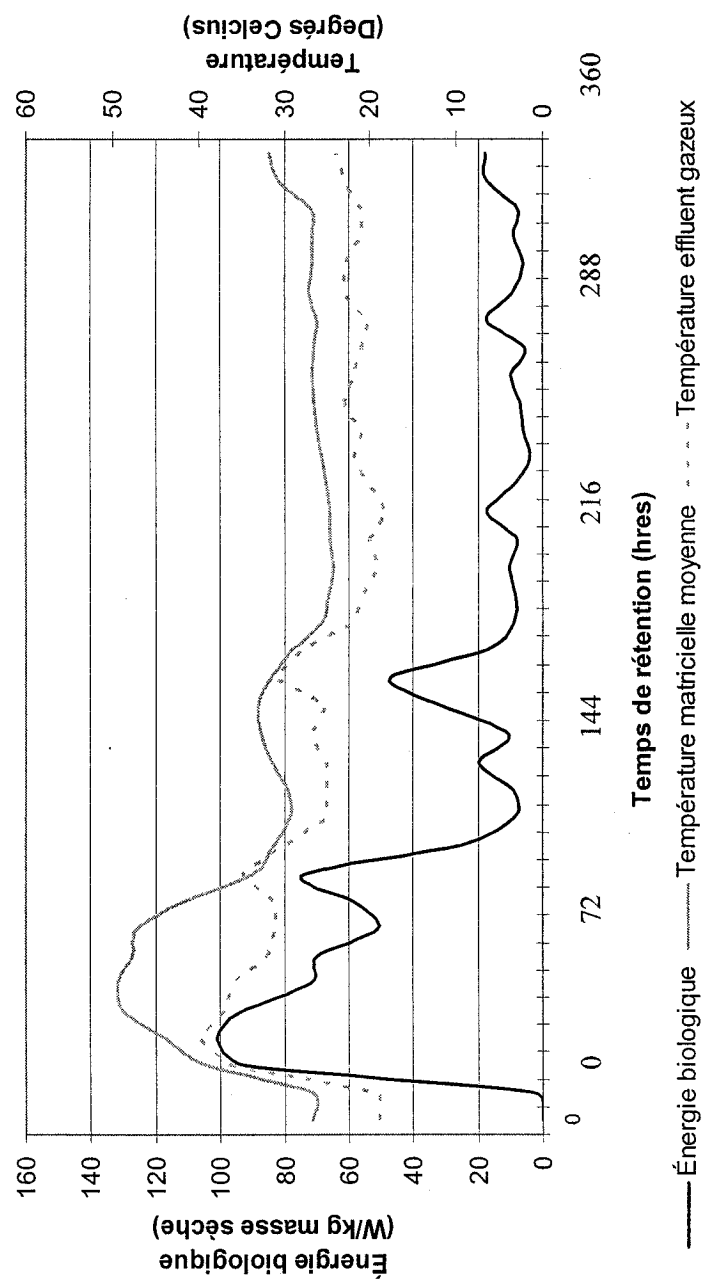
Énergie Biologique - Expérience #4
(Q=8 cfm, mélange de la matrice: 72hres)



Énergie Biologique - Expérience #5
(Q=8 cfm, mélange de la matrice: 72hres)



Énergie Biologique - Expérience #6
 (Q=8 cfm, mélange de la matrice: 72hres)



Énergie Biologique - Expérience #7
(Q=8 cfm, mélange de la matrice: 72hres)

