

Titre: Analyse de l'impact des incertitudes du procédé de bio-séchage sur
Title: sa viabilité économique

Auteur: Carl Tchoryk
Author:

Date: 2011

Type: Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

Référence: Tchoryk, C. (2011). Analyse de l'impact des incertitudes du procédé de bio-séchage sur sa viabilité économique [Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal]. PolyPublie. <https://publications.polymtl.ca/662/>
Citation:

Document en libre accès dans PolyPublie

Open Access document in PolyPublie

URL de PolyPublie: <https://publications.polymtl.ca/662/>
PolyPublie URL:

Directeurs de recherche: Paul R. Stuart
Advisors:

Programme: Génie chimique
Program:

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ANALYSE DE L'IMPACT DES INCERTITUDES DU PROCÉDÉ DE BIO-
SÉCHAGE SUR SA VIABILITÉ ÉCONOMIQUE

CARL TCHORYK

DÉPARTEMENT DE GÉNIE CHIMIQUE

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

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

AOÛT 2011

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé:

ANALYSE DE L'IMPACT DES INCERTITUDS DU PROCÉDÉ DE BIO-SÉCHAGE SUR SA
VIABILITÉ ÉCONOMIQUE

Présenté par : TCHORYK Carl

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

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

M.SAVADOGO Oumarou, D. d'état, président

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

M. TALAT Mahmood, Ph.D., membre

DÉDICACE

*Ce projet est dédié à mon père, Georges Tchoryk,
et ma mère, Glorianne Igartua, qui m'ont
encouragé dans mes études.*

REMERCIEMENTS

Je désire remercier mon directeur de recherche, Paul Stuart, pour les opportunités que la chaire m'a offertes, ainsi que son support. Je voudrais aussi remercier tout le monde de la chaire avec qui j'ai partagé les dernières années.

À Agnès, qui a été comme une mère pour nous.

Un remerciement particulier à tous ceux qui ont travaillé sur le projet de bio-séchage avec moi : Kheng Huynh, Omar Ben Ndiaye, Antonin Paquet et particulièrement Shahram Navaee Ardeh.

Merci à Balazs Tolnai de Kruger pour son support tout au long du projet. Merci aux employés de Kruger, particulièrement René Hamel, qui ont contribué au bon déroulement de ce projet.

Finalement, merci à ma famille et mes amis qui ont su rester à mes côtés et m'encourager durant les moments plus difficiles

RÉSUMÉ

Le secteur des pâtes et papiers nord-américain cherche des solutions pratiques pour la gestion des boues provenant du traitement des eaux usées. Le pouvoir calorifique supérieur des boues est similaire mais légèrement inférieur à celui du bois. Cependant, une grande différence réside dans leur siccité. Les boues ont une siccité entre 25% et 40% en sortant des procédés de déshydratation mécanique, alors que le bois a une siccité qui varie entre 40% et 60%. Une siccité de 40% représente un minimum pour que l'énergie libérée [par quoi?] soit supérieure ou égale à l'énergie nécessaire à l'évaporation de l'eau et au chauffage du combustible à son point d'ignition. Le séchage de la boue est donc nécessaire pour s'assurer que celle-ci contribue au bon fonctionnement de la chaudière. Un procédé de séchage proposé est le bio-séchage vertical en continu.

Le bio-séchage est un procédé qui utilise l'aération forcée ainsi que la chaleur dégagée par l'activité biologique. Le procédé est similaire au compostage aérobie, mais les buts des deux procédés sont différents. L'objectif du bio-séchage est d'augmenter la valeur calorifique inférieure de la biomasse, en augmentant le niveau de siccité et en limitant la dégradation biologique.

Dans le but d'installer le bio-séchage dans des usines papetières de manière économiquement viable, la présente maîtrise cherche à effectuer une mise à l'échelle industrielle d'une usine pilote et à évaluer les implications de la combustion des boues séchées sur les conditions d'opération d'une chaudière à lit fluidisé. Un modèle économique indiquant les bénéfices majeurs pour les usines papetières utilisant le procédé de bio-séchage a été développé pour une boue mixte en considérant principalement l'efficacité du lit fluidisé et la réduction de carburant fossile au niveau de la chaudière. Les données expérimentales obtenues à partir de l'usine pilote ont permis d'effectuer une conception préliminaire d'un réacteur de bio-séchage vertical en continu et modulaire. Les caractéristiques principales sont présentées dans le tableau 1.

Tableau 1 Caractéristiques principales du réacteur de bio-séchage à pleine échelle

Hauteur (m)	5,0
Largeur (m)	3,0
Profondeur (m)	20,0
Volumes (m ³)	300,0
Temps de séjour (jour)	3
Débit d'air (m ³ air /h /m ³ réacteur)	28
Taux de recyclage (%m/m)	15%
Système de décharge	Planchers coulissants
Contrôle des polluants gazeux	Combustion dans la chaudière ou bio-filtre

Le modèle technico-économique qui a été développé pour l'unité de séchage et la chaudière a été appliqué à trois études de cas d'usine papetière dans l'Est du Canada. Ce modèle inclut les coûts en capital liés à l'installation du bio-séchoir, les coûts d'opération de la chaudière et du séchoir et les effets sur l'efficacité de la chaudière de différents mélanges de carburants. Le bio-séchage a ensuite été comparé au séchoir rotatif, qui est une option de séchage populaire.

L'application du modèle aux études de cas a permis de montrer que dans le cas où la boue est actuellement brûlée, le bio-séchage a pour effet d'augmenter l'efficacité du lit fluidisé. Dans le cas où la boue est actuellement envoyée au dépotoir, son séchage et sa combustion ont pour effet de diminuer l'efficacité du lit fluidisé, du fait que du combustible fossile est substitué par de la boue séchée. Le modèle technico-économique a aussi permis de déterminer les conditions favorables au bio-séchage: dans le cas où l'usine envoie actuellement ses boues mixtes au dépotoir, et cela malgré la baisse d'efficacité de la chaudière, et dans la situation où la

consommation de carburant fossile peut être réduite. Cependant une comparaison avec le séchoir rotatif a montré que celui-ci est plus rentable, avec un délai de récupération de 0,85 an versus 1,5 an pour le bio-séchage.

ABSTRACT

North America's pulp and paper industry has been searching for better solutions regarding the management of waste water treatment sludge. The high heating value of sludge is slightly lower than that of wood. However, a big difference exists between their dryness levels. Sludge has dryness levels of between 25% and 40% after mechanical dewatering, whereas wood has dryness levels varying between 40% and 60%. A dryness of at least 40% is required to ensure that the generated energy is superior to the energy necessary to evaporate water and bring the fuel to its ignition point. Drying the sludge is pivotal to ensure the positive effect of its combustion in the boiler. The vertical continuous biodrying process is therefore proposed as a drying process.

Biodrying is a drying process that uses forced aeration and biological heat. This process is very similar to aerated composting, but the goal of each process is different. Biodrying's objective is to improve the low heating value of biomass, by raising the sludge's dryness and limiting the biological degradation.

With the goal to install biodrying in a multitude of P&P mills and in a viable economical manner, the following thesis looks into the scale-up of a pilot plant and identifies the effects of dryer sludge's combustion on the operating conditions of a fluidized bed boiler. An economic model identifying major benefits for P&P mills that implement biodrying in the form of a reduction of fossil fuel consumption from an increase in the sludge's low heating value and an increase in the efficiency of the boiler. Experimental data and order of magnitude analysis of the pilot plant have permitted the conception of a modular vertical continuous biodrying reactor presented in tableau 2.

Tableau 2 Principal characteristics of the full scale vertical biodrying

Height (m)	5,0
Depth (m)	3,0
Width (m)	20,0
Volume (m ³)	300,0
Residence time (days)	3
Air flow (m ³ air /h /m ³ réacteur)	28
Recycling ratio (%m/m)	15%
Discharge system	Push floor
Air pollution control	Combustion in the boiler or bio-filter

A techno-economic model for the dryer and the boiler was created and applied to three case study mills from Eastern Canada. The model determines the capital costs linked to the installation of the biodryer, the operating costs of the boiler and dryer and the effects on the efficiency of the fluidized bed boiler when utilizing different fuel combinations. The model was also used to compare the biodrying process with the rotary dryer, a popular drying option.

The application of the model to the case studies has demonstrated that in the example of sludge that is burned in a boiler, drying the sludge leads to an increase in the efficiency of the fluidized bed boiler. If the sludge was sent to a landfill, the drying and combustion of the sludge leads to a decrease in fossil fuel consumption, but also a decrease of the fluidized bed's efficiency. This decrease in the fluidized bed efficiency is a result of high energy fuel being substituted for sludge, introducing more moisture to the boiler. The techno-economic model has made determining the conditions in which biodrying is most cost effective possible: if the mill sends mixed sludge to a landfill even with the boiler's efficiency decrease, and when fossil fuel

consumption can be reduced. However a comparison with the rotary dryer has demonstrated that the rotary dryer is more profitable, with a payback period of 0.85 years versus 1.5 years for biodrying.

TABLE DES MATIÈRES

DÉDICACE.....	III
REMERCIEMENTS	IV
RÉSUMÉ.....	V
TABLE DES MATIÈRES	XI
LISTE DES TABLEAUX.....	XV
LISTE DES FIGURES	XVI
LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS	XVIII
LISTE DES ANNEXES.....	XX
AVANT-PROPOS	XXI
INTRODUCTION.....	1
1.1 Problématique.....	1
1.2 Solution envisagée.....	2
1.3 Objectifs	2
Chapitre 2 REVUE DE LITTÉRATURE	4
2.1 Traitement des eaux par boues activées	4
2.1.1 Origine des boues mixtes	4
2.1.2 Propriété des boues mixtes.....	5
2.1.3 Disposition des boues mixtes	7
2.2 Foyer de combustion	8
2.2.1 Foyer à grille	9
2.2.2 Foyer à combustible pulvérisé.....	9
2.2.3 Foyer à lit fluidisé	10
2.2.4 Combustion de matière humide.....	10

2.2.5 Variabilité du taux d'humidité	11
2.3 Échangeur de chaleur	12
2.3.1 Efficacité d'une chaudière de combustion	12
2.4 Bio-séchage	13
2.4.1 Biocubi - Ecodeco	15
2.4.2 MBT – Entsorga	15
2.4.3 Stabilat Technology – Herhof	16
2.4.4 MBS Plant – Nehlsen AG	16
2.4.5 SHOC _{MD} – Innoventé	17
2.4.6 Biodryer – Wright Environmental.....	17
2.5 Bio-séchage à Polytechnique	18
2.5.1 Recherche par Ken Frei.....	18
2.5.2 Recherche par Geneviève Roy	19
2.5.3 Recherche par Shahram Navaee-Ardeh	20
2.6 Compostage	21
2.6.1 TEG's In Vessel Composting (IVC)	22
2.6.2 VCU	22
2.7 Autres technologies de séchage de boue	22
2.7.1 Séchoirs conventionnels	23
2.7.2 Nouvelles technologies	24
2.8 Mise à l'échelle	26
2.9 Synthèse de la littérature	27
Chapitre 3 MÉTHODOLOGIE	30
3.1 Hypothèse.....	30

3.2	Vue d'ensemble.....	30
3.2.1	Résultats expérimentaux d'une usine pilote.....	31
3.2.2	Mise à l'échelle	31
3.2.3	Étude technico-économique	31
Chapitre 4	MISE À L'ÉCHELLE DE L'USINE PILOTE	33
4.1	Expérimentation	33
4.1.1	Usine pilote	33
4.1.2	Prise de données	35
4.1.3	Boue mixte	36
4.1.4	Paramètres expérimentaux	37
4.1.5	Résultats expérimentaux	39
4.2	Analyse des résultats expérimentaux	40
4.2.1	Bilan d'énergie et de masse d'eau.....	41
4.3	Mise à l'échelle du réacteur	41
4.3.1	Dimension du réacteur	42
4.3.2	Pontage	43
4.3.3	Contrôle de la pollution.....	44
4.3.4	Consommation électrique.....	44
4.4	Synthèse	45
Chapitre 5	MODÈLE DE L'ANALYSE DE LA CHAUDIÈRE.....	47
5.1	Objectifs	47
5.2	Architecture du modèle	47
5.3	Modèle technique	48
5.4	Ajustement de l'efficacité	50

5.5	Modèle économique	51
Chapitre 6	SÉCHOIR	52
6.1	Efficacité de bio-séchage	52
6.2	Séchage économique	52
6.3	Étude de cas	53
6.4	Coût d'investissement du bio-séchoir	55
6.5	Coût d'opération du bio-séchoir	55
6.6	Impact sur les coûts pour les lits fluidisés	56
6.7	Synthèse du modèle	56
Chapitre 7	RÉSULTATS : APPLICATION DU MODÈLE À TROIS ÉTUDES DE CAS...	57
7.1	Consommation de l'usine A	57
7.2	Consommation de l'usine B	57
7.3	Consommation de l'usine C	58
7.4	Efficacité de la centrale thermique	59
7.5	Comparaison entre le bio-séchage et le séchoir rotatif	59
7.5.1	Usine A	60
7.5.2	Usine B	61
7.5.3	Usine C	61
7.5.4	Analyse de sensibilité	61
Chapitre 8	DISCUSSION GÉNÉRALE	65
CONCLUSION	66
BIBLIOGRAPHIE	69
ANNEXES	74

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2-1 Analyse typique de biocombustibles (CANMET, 2005)	5
Tableau 4-1 Protocoles d'expérimentation selon les paramètres d'opération	38
Tableau 4-2 Consommation électrique pour le bio-séchage traitant 200 tonnes/jour.....	45
Tableau 4-3 Sommaire de la mise à l'échelle du procédé de bio-séchage vertical en continu.....	46
Tableau 6-1 Caractéristiques des études de cas	54
Tableau 6-2 Coûts d'investissement du bio-séchage vertical continu	55
Tableau 6-3 Coûts d'opération du bio-séchoir vertical continu	56
Tableau 7-1 Efficacité de la génération d'énergie	59
Tableau 7-2 Analyse de sensibilité sur les paramètres d'opération du bio-séchage pour l'usine C63	
Tableau 7-3 Effet de l'implantation d'une bourse du carbone	64

LISTE DES FIGURES

Figure 2-1 Variation de la masse d'eau d'après la siccité pour 1 kg de matière sèche	6
Figure 2-2. Familles de chaudière à combustible solide	9
Figure 2-3 Efficacité de la chaudière et volume de gaz en fonction de niveau d'humidité du combustible (Liang, 1996)	11
Figure 2-4 Pression de vapeur saturante de l'eau dans l'air d'après la température.....	13
Figure 2-5 Taux de croissance de différents organismes (Madigan, 2006)	14
Figure 2-6 Schéma d'une grande unité Stabilat Technology de Herhof.....	16
Figure 2-7 Schéma du procédé SHOC ^{MD} (Innoventé, 2010)	17
Figure 2-8 Schéma du procédé de Biodrying (Wright Tech Systems Inc, 2006)	18
Figure 2-9 Schéma expérimental de bio-séchage en mode discontinu (Frei, Novel Drying Process Using Forced Aeration, 2004)	19
Figure 2-10 Schéma expérimental de bio-séchage en mode batch (Roy, 2006)	20
Figure 2-11 Niveau de développement de technologies et de procédé de séchage.....	23
Figure 2-12 SSD avec système de recyclage et rebouilleur pour boue collante (GEA Barr-Rosin)	26
Figure 3-1 Schéma de la l'architecture du projet	30
Figure 4-1 Schéma du l'usine pilote	34
Figure 4-2 Usine pilote du bio-séchage verticale en continue	35
Figure 5-1 Schéma de l'architecture du modèle technico-économique	48
Figure 5-2 Séparation de chaudière en chambre de combustion et en échangeur de chaleur	50
Figure 7-1 Comparaison des consommations de carburant pour l'usine A	57
Figure 7-2 Comparaison des consommations de carburant pour l'usine B.....	58
Figure 7-3 Comparaison des consommations de carburant pour l'usine C.....	58
Figure 7-4 Délai de recouvrement suite à l'implantation d'un séchoir	60

Figure 7-5 Analyse de sensibilité du délai de recouvrement de l'usine A pour le bio-séchage.....62

Figure 7-6 Analyse de sensibilité du délai de recouvrement de l'usine C pour le bio-séchage.....63

LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

A	Surface d'échange
C_{lost}	Pourcentage du la perte de carbone
cm	Centimètre
Cp	Chaleur spécifique
D	Distance
$E_{bio \ eau}$	Consommation spécifique d'énergie biologique
g	Gramme
h	Heure
HHV	Valeur calorifique sèche
k	Conductivité thermique
kg	Kilogramme
m	Mètre
M	Masse molaire
$m_{f \ water \ evap}$	Masse finale d'eau évaporée
$\dot{m}_{cons \ sec}$	Débit massique consommé sur base sèche
$\dot{m}_{i, \ h.}$	Débit massique initial sur base humide
$\dot{m}_{i, \ sec}$	Débit massique initial sur base sèche
$\dot{m}_{f \ water \ evap}$	Débit massique final d'eau évaporé
$\dot{m}_{f \ water \ out}$	Débit massique final d'eau dans le courant solide
Pa	Pascal
Pr	Nombre de Prandtl
w_{msfi}	Siccité finale
$w_{ms,i}$	Siccité initiale

T	Température
TS	Temps de séjour
U	Vélocité
U	Coefficient de transfert global
Vs	Vitesse
°C	Température en degré Celsius
ρ	Densité
μ	Viscosité dynamique

LISTE DES ANNEXES

ANNEXE 1 – Scale-up of a continuous vertical aerobic biodrying process for biosolids valorisation,.....	74
ANNEXE 2 – Techno-Economic Model of a Novel Biodrying Process for the Drying of Pulp and Paper Industry Mixed Sludge and its Effect on the Efficiency of a Fluidized Bed Boiler,.....	89
ANNEXE 3 – Commentaires du jury et modifications,.....	103

AVANT-PROPOS

La présente recherche a commencé comme analyse des résultats expérimentaux d'une usine pilote dans le but d'obtenir un modèle empirique de celui-ci, pendant que Shahram Navaee-Ardeh, Ph.D. développait un modèle fondamental du bio-séchage en continu. L'objectif s'est cependant transformé petit à petit, lorsque des études économiques sur l'intérêt commercial du procédé ont été présentées au partenaire commercial qui supporte le projet et fournissait la boue mixte nécessaire aux expériences. La recherche a par la suite cherché à déterminer la mise à l'échelle du procédé de bio-séchage vertical en continu, les coûts en capital et d'opération, ainsi que le lien entre le bio-séchage de la boue mixte et son application en tant que combustible dans un lit fluidisé.

INTRODUCTION

1.1 Problématique

Avec une augmentation de la productivité des usines et une diminution générale de la demande, l'industrie canadienne des pâtes et papiers éprouve des difficultés financières. La réduction des coûts de productions est donc d'une grande importance pour chaque usine, ce qui passe entre autres par la réduction des coûts énergétiques. Les usines cherchent aussi à améliorer leur bilan environnemental suite à des législations plus strictes ayant pour objectif de diminuer l'émission de polluants, ce qui incite les différentes usines à mieux gérer leurs déchets.

Les usines sont de grandes utilisatrices d'eau et traitent celle-ci avec leurs propres systèmes de traitement, avant de la retourner à la rivière. L'un des systèmes de traitement des eaux usées le plus fréquemment employé est celui par boues activées. Ce type de traitement produit cependant des déchets sous la forme de boue activée, soit un mélange des boues primaires et des boues secondaires biologiques.

Les usines n'ayant pas la capacité de faire la combustion de la boue envoient celle-ci au dépotoir. Les usines ayant la capacité de faire la combustion de boues les utilisent dans la chaudière de combustion, après les avoir asséchées et, si possible, s'en servent pour la génération de chaleur à l'usine.

Malgré le fait que les boues activées aient une valeur calorifique sèche légèrement inférieure à celle du bois, une grande différence existe concernant leurs siccités : entre 20 et 45% pour les boues mixtes et entre 45 et 60% pour le bois. La grande quantité d'eau dans les boues réduit considérablement l'apport énergétique de celles-ci lorsqu'elles sont envoyées dans une chaudière de combustion. Certaines boues sont produites dans des usines n'ayant pas la capacité de les brûler, ou bien ayant une grande difficulté à atteindre une siccité convenable par leur système de déshydratation. Ces boues, qui auraient un effet trop néfaste sur l'opération des chaudières, sont dès lors envoyées au dépotoir. Les coûts associés à une mise au dépotoir sont importants pour une usine : ils varient de la centaine de millier de dollars au million par année. Dans une telle configuration, le recours aux technologies de séchage sur ces boues permettrait leur utilisation dans les chaudières; plutôt que leur envoi au dépotoir; afin de générer de l'énergie ou d'obtenir une meilleure performance dans les chaudières qui les brûlent déjà.

1.2 Solution envisagée

Une technologie novatrice de séchage des boues biologiques est sous étude depuis quelques années à l'école Polytechnique de Montréal. Il s'agit du bio-séchage, qui est semblable au compostage aéré, mais dont l'objectif diffère largement. Le compostage cherche la décomposition de la matière organique pour produire du composte, tandis que le bio-séchage cherche à sécher la matière, en limitant la dégradation biologique, qui est source de la valeur calorifique des boues.

Plusieurs recherches ont été effectuées à l'école Polytechnique de Montréal à propos de l'implémentation du bio-séchage dans des usines de P&P. Kenneth Frei a effectué des expérimentations sur un réacteur en discontinu, dont les configurations sont plus semblables au compostage aéré (Frei, Novel Sludge Drying Process, 2006). Une analyse techno-économique sur l'implantation du procédé discontinu a démontré les avantages significatifs du bio-séchage. Geneviève Roy a effectué une modélisation technique et économique du réacteur de bio-séchage en mode discontinu à l'échelle de laboratoire pour identifier les conditions optimales d'opération (Roy, 2006). Shahram Navaee-Ardeh a, pour sa part, effectué la conception et l'opération d'un usine pilote de bio-séchage vertical en continu et par la suite modélisé le procédé de bio-séchage vertical en continu (Navaee-Ardeh S. B., Key Variables Analysis, 2010) (Navaee-Ardeh S., 2010) (Navaee-Ardeh S. B., Development and Experimental Evaluation of a 1-D Distributed Mode, 2011).

1.3 Objectifs

Dans le but d'implanter le bio-séchage dans une multitude d'usines de P&P de manière économiquement viable, la présente maîtrise cherche à effectuer une mise à l'échelle d'une usine pilote et les implications de la combustion des boues séchées sur les conditions d'opération d'une chaudière à lit fluidisé.

Il est supposé que les conditions d'opération pleine échelle peuvent être identifiées sur la base des résultats expérimentaux de l'échelle pilote. De plus, le modèle économique indiquant les bénéfices majeurs pour les usines de P&P faisant l'implantation du procédé de bio-séchage, peut être développé pour une boue mixte plus sèche en considérant principalement la réduction de

carburant fossile pour la stabilisation de la chaudière et la réduction de la consommation de carburant fossile grâce à l'augmentation de l'efficacité du lit fluidisé.

Chapitre 2 REVUE DE LITTÉRATURE

2.1 Traitement des eaux par boues activées

2.1.1 Origine des boues mixtes

Les usines de pâtes et papier sont de grandes consommatrices de ressources naturelles, dont un grand volume d'eau, entre 15 et 100 m³/t (IPPC, 2001). L'eau, avant d'être retournée à l'environnement, est traitée par un système de traitement des eaux usées. Ce système consiste en deux sections principales : un décanteur primaire et un clarificateur secondaire. Le décanteur primaire permet la flocculation et la décantation des déchets non-solubles, qu'on appelle boues primaires. Celles-ci sont principalement constituées de fibre et de matière organique. Il est facile de réduire le taux d'humidité de la boue primaire par des procédés mécaniques.

Le traitement secondaire comprend un bassin d'aération et un clarificateur. Un des procédés le plus utilisé est le traitement par boues activées. Le bassin d'aération utilise des microorganismes aérobics pour réduire la demande biologique en oxygène (DBO). La DBO est la quantité d'oxygène nécessaire pour oxyder les matières organiques (biodégradables) par voie biologique. Les microorganismes se multiplient en utilisant les matières solubles et c'est le dépôt de ces microorganismes dans le clarificateur qui constitue une grande partie de la boue secondaire. Le haut taux d'humidité absorbé par ce type de boue la rend plus difficile à assécher.

Les boues primaires et secondaires sont ensuite mélangées pour produire de la boue mixte, ayant une siccité entre 0,5-6% (CANMET, 2005). Cette boue mixte est envoyée dans différents procédés mécaniques pour en augmenter la siccité, tels que dans des presses à courroie et des presses à vis. Ceci permet d'obtenir une siccité entre 25% et 40% (CANMET, 2005). La siccité après la déshydratation mécanique peut varier selon différents facteurs dont les proportions de boues primaires et secondaires. Plus la quantité de boue secondaire est élevée, plus la siccité sera faible. Ceci est important à prendre en compte, puisque les usines augmentent le recyclage des fibres, qui représentent une grande proportion de la boue primaire. Ceci à pour effet d'augmenter la proportion de boue secondaire et de rendre plus difficile l'assèchement mécanique des boues. Une siccité plus élevée favorise la combustion de la boue et réduit les coûts de transport et d'entassement liés à l'épandage et la mise au dépotoir.

2.1.2 Propriété des boues mixtes

Les caractéristiques des boues mixtes varient grandement selon 1) le type de procédé de fabrication de la pâte et 2) les caractéristiques du produit final.

Tableau 2-1 Analyse typique de biocombustibles (CANMET, 2005)

Combustible	Boues primaires	Boues secondaires	Boues de désencrage	Écorces
Teneur en cendres (%)	10-15	10-20	40-60	2-10
Siccité (%)	35-40	15-25	40-50	35-65
Valeur calorifique (MJ/kg humide)	5,5	0-2	1,5-5,7	4-12

2.1.2.1 La siccité

La siccité représente le pourcentage massique de matière solide sur une base humide. C'est le complément aux taux d'humidité. Il est important de comprendre que la siccité n'est pas linéaire par rapport à la quantité d'eau comme présenté à la figure 2-1.

$$\text{Siccité [%]} = \frac{\text{Masse sèche}}{\text{Masse totale}} = 1 - \frac{\text{Masse d'eau}}{\text{Masse totale}}$$

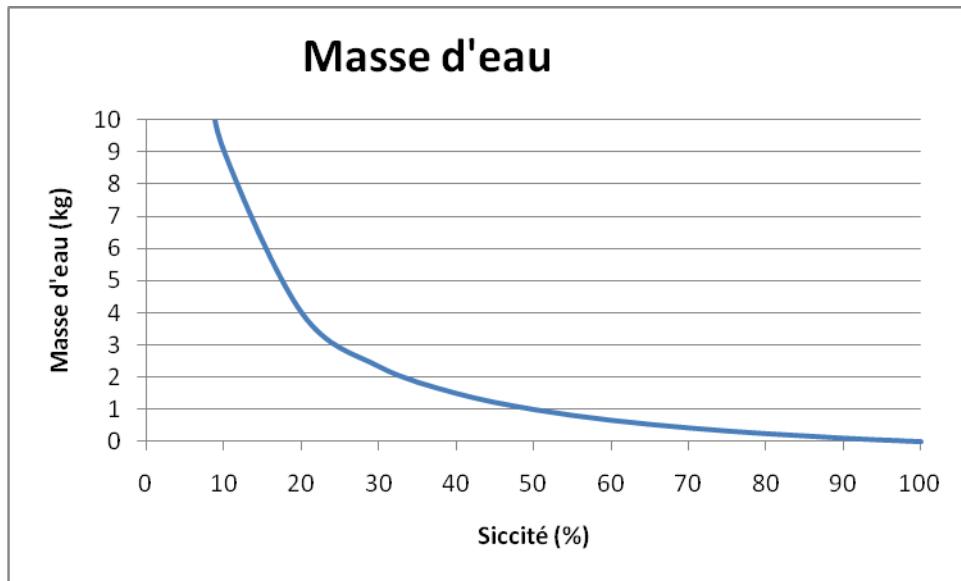


Figure 2-1 Variation de la masse d'eau d'après la siccité pour 1 kg de matière sèche

2.1.2.2 Taux d'humidité

Le taux d'humidité représente le pourcentage massique d'eau dans la matière. La somme du taux d'humidité et de la siccité est 100%.

$$\text{Taux d'humidité [%]} = \frac{\text{Masse d'eau}}{\text{Masse totale}} = 1 - \frac{\text{Masse sèche}}{\text{Masse totale}}$$

2.1.2.3 Pouvoir Calorifique

Le pouvoir calorifique représente l'énergie thermique libérée lors de la combustion de matière. Il est généralement exprimé en kilojoule par kilogramme (kJ/kg). Il peut être présenté sous deux formes; le pouvoir calorifique supérieur et le pouvoir calorifique inférieur. Le pouvoir calorifique supérieur est l'énergie de combustion incluant la chaleur latente de vaporisation de l'eau. Cette valeur représente l'énergie maximale libérée par la combustion. Le pouvoir calorifique inférieur est l'énergie de combustion excluant la chaleur latente de vaporisation de l'eau générée et celle présente. Cette valeur est plus représentative de l'énergie de combustion récupérable dans une chaudière, à l'exception des chaudières à condensation. La siccité affecte donc le pouvoir calorifique inférieur, celui-ci pouvant même être négatif lorsque la siccité est faible.

2.1.2.4 Porosité et masse volumique

La mesure de la masse volumique de la boue est nécessaire pour déterminer le volume du réacteur pour traiter la masse de boue produite par une usine. Cette donnée est un indice de la porosité de la boue. Plus la masse volumique est faible, plus la boue est poreuse. La masse volumique de la boue est calculée expérimentalement en mesurant la masse de boue dans un volume fini. La porosité est calculée en remplissant d'eau un contenant avec de la boue et en divisant le volume total moins le volume d'eau ajouté sur le volume total.

$$\text{Porosité} = \frac{\left(\frac{\text{Massee d'eau ajoutée}}{\text{Massee volumique de l'eau}} \right)}{\text{Volume du contenant}} = \frac{\text{Volume d'eau ajoutée}}{\text{Volume du contenant}}$$

2.1.3 Disposition des boues mixtes

L'usine peut disposer de ses boues mixtes selon différentes méthodes. Cependant, trois sont plus répandues au Canada : l'envoi au dépotoir, l'épandage et la combustion (CANMET, 2005).

2.1.3.1 Dépotoir

La mise au dépotoir est une option historiquement très utilisée pour disposer des boues. Il s'agit d'une option caractérisée par peu de complexité technologique et un faible coût en capital. Les coûts d'opération sont liés au transport et au coût d'enfouissement. Cependant, l'envoi au dépotoir nécessite les mêmes étapes d'assèchement que les autres options. Ceci est dû entre autres aux législations limitant la siccité à un minimum de 20-25% (CANMET, 2005). De plus, les ressources, en nutriment et en énergie, sont généralement perdues. L'envoi au dépotoir est de moins en moins utilisé, les usines préférant la combustion ou l'incinération de la boue. Ceci est dû principalement aux règlementations de plus en plus sévères quant à l'enfouissement de boues industrielles, ainsi qu'à la hausse des coûts d'enfouissement et de transport jusqu'au site.

2.1.3.2 Épandage

L'épandage se fait sur des terres sylvestres ou agricoles pour enrichir celles-ci. Cette méthode permet au carbone et aux nutriments (nitrogène et phosphore) d'être retournés à l'environnement. Pour permettre l'épandage de boues, celles-ci doivent répondre aussi bien à des critères environnementaux qu'à des critères de santé. Ces critères portent, entre autres, sur les niveaux de métaux lourds, de pathogènes et d'odeur. Comme l'envoi au dépotoir, l'épandage nécessite un

niveau technologique qui est faible et nécessite peu de coût en capital et d'opération, malgré que des coûts de transport soient encourus par l'usine.

Les possibilités d'utiliser l'épandage dépend grandement de l'emplacement de l'usine et de la proximité de terres appropriées. La participation des propriétaires de terres est volontaire et est rarement basée sur des contrats à long terme. Les boues provenant des pâtes et papiers peuvent être en compétition avec les boues de l'industrie porcine. De plus, les effets à long terme de l'épandage aussi bien sur l'environnement que sur la santé sont inconnus.

2.1.3.3 Combustion et incinération

La combustion et l'incinération des boues permettent la réduction des coûts de transport limitant ceux-ci principalement au transport des cendres. Il est aussi possible d'utiliser les cendres dans la fabrication de ciment. Dans les deux cas, il y a destruction des pathogènes présents dans la boue. L'incinération est la réduction de la boue en cendre avec ou sans ajout d'énergie additionnelle dans la chaudière. La combustion de boue est l'apport d'énergie à l'opération de la chaudière. La combustion de boue mixte est une source d'énergie verte, qui pourrait permettre d'obtenir des subventions liées aux crédits-carbone. Par l'apport d'énergie, la combustion permet aussi la réduction de carburant primaire dans la chaudière. Le coût du capital de ces options est plus élevé et nécessite le traitement lié aux émissions gazeuses.

La valeur calorifique est un aspect important pour la combustion de boue. Celle-ci dépend grandement de la valeur calorifique sèche (HHV) et du taux de siccité de la boue. Même si la valeur calorifique sèche de la boue soit légèrement similaire à celle du bois, le taux de siccité de la boue l'amène aux limites de la combustion efficace.

2.2 Foyer de combustion

La combustion de boues mixtes se fait dans une chaudière à combustibles solides. Il existe trois familles de foyer pour la combustion de matière solide : les foyers à grille, les foyers à combustible pulvérisé et les foyers à lit fluidisé. La figure 2-2 est une représentation simplifiée de ces familles. Appart pour ces différents types de foyers, les composantes de la chaudière sont relativement semblables dans les trois familles. Ces systèmes comprennent l'alimentation en carburant et en air, un surchauffeur, un 'generating bank', un économiseur, un système de chauffage de l'air et un système de manutention des cendres.

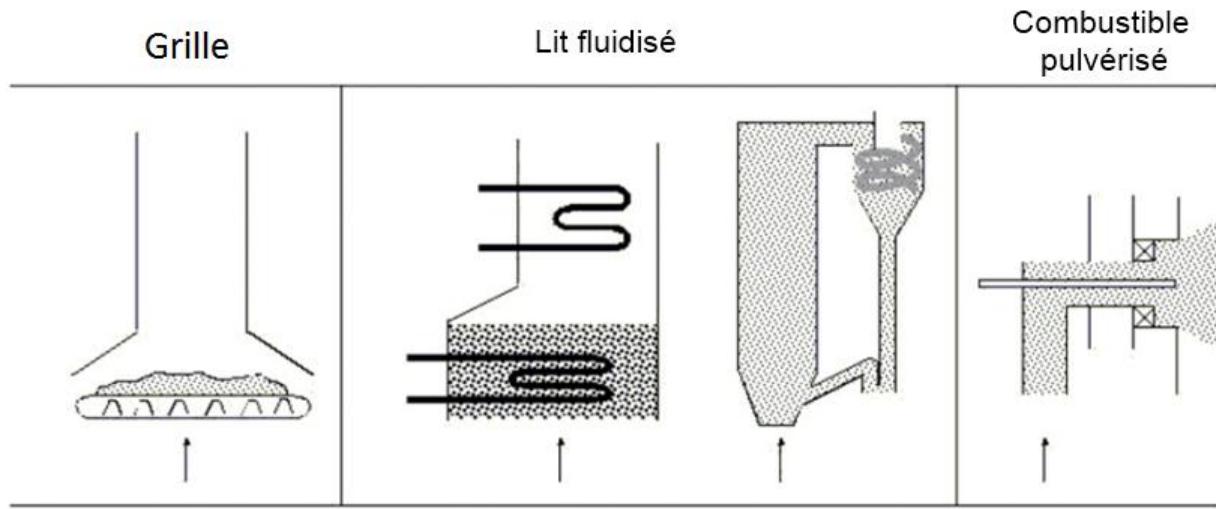


Figure 2-2. Familles de chaudière à combustible solide

2.2.1 Foyer à grille

Le combustible solide est introduit dans la chambre de combustion où il commence sa combustion en suspension. La combustion continue et se termine avec le combustible tombant sur une grille mécanique en mouvement. La chaudière spreader-stoker, souvent utilisée dans le domaine des pâtes et papiers, en Amérique du Nord, fait partie de cette famille. Cette dernière est utilisée puisqu'elle permet la combustion de produit humide. La quantité de boue qui peut être alimentée à ce type de foyer dépend grandement des caractéristiques de la chaudière, telles que la température de combustion et les propriétés des combustibles.

Ce type de foyer nécessite une haute température de combustion puisque c'est la radiation qui représente le plus important mécanisme pour chauffer le combustible à sa température de combustion.

2.2.2 Foyer à combustible pulvérisé

Ce type de technologie utilise un combustible pulvérisé, qui dans la majorité des cas est le charbon. Le combustible est mélangé à de l'air, envoyé dans l'ensemble de la chambre de combustion et la combustion se fait dans le gaz d'échappement. Ce type de foyer n'est pas utilisé pour la combustion de boue mixte.

2.2.3 Foyer à lit fluidisé

Ce type de foyer est souvent utilisé en Europe et gagne en popularité en Amérique du Nord. Le combustible est introduit sur un lit de matière inerte fluidisé par l'air de combustion. L'agitation intense dans le lit permet un grand transfert thermique, par conduction, qui amène rapidement le combustible à son point de combustion. Une baisse soudaine de siccité n'a donc pas un effet aussi drastique que lorsque le transfert de chaleur dépend de la radiation. Certains composants volatiles, ou combustibles fins sont entraînés par les gaz et l'injection d'air secondaire permet leur combustion. Trois mécanismes de transfert d'énergie sont présent dans les foyers à lit fluidisé : la radiation, la convection du gaz et le transfert de chaleur par contact avec les particules solides (Oka, 2004).

Il y a deux différences majeures comparativement aux foyers conventionnels : 1) la faible température de combustion (800-900 °C) et 2) la concentration de particules qui est plus élevée (Oka, 2004). Un des avantages de ce type de foyer réside dans le fait que le lit agit comme un réservoir thermique, qui permet la combustion de combustible de faible qualité, ayant un fort taux d'humidité. De 30-50% de l'énergie générée est transférée aux surfaces en contact avec le lit de matière inerte.

Dans un lit fluidisé, un minimum de siccité de 40% (Sittig, 1979) ou entre 38%-42% (CANMET, 2005) est nécessaire pour que l'énergie libérée soit supérieur ou égale à l'énergie requise à l'évaporation de l'eau et au chauffage du combustible à son point d'ignition.

La dé-fluidisation du lit peut se produire lorsque la grosseur ou le poids des particules en suspensions sont trop élevés. Ceci peut être dû à l'introduction de matière inorganique dans le lit, telle que des roches, ou à la formation d'eutectiques ayant une température de fonte faible s'agglomérant entre eux.

2.2.4 Combustion de matière humide

L'introduction dans une chaudière de produit humide a un grand effet sur son efficacité. La figure 2-3 présente un graphique de Liang sur l'effet du niveau d'humidité sur l'efficacité (Liang, 1996). L'eau introduite dans la chaudière doit être évaporée, ce qui nécessite une grande quantité d'énergie. Cela a pour effet de réduire la température de la flamme, ce qui affecte l'efficacité de

la combustion. Dans certains cas où le carburant à une faible siccité, comme pour l'incinération, du carburant d'appoint est nécessaire pour le bon fonctionnement de la chaudière.

De plus, une plus grande quantité d'énergie est perdue dans les gaz d'échappement. La quantité additionnelle de matière dans le flux gazeux affecte aussi les échangeurs de chaleur, donnant un débit plus rapide.

Une baisse de la siccité de 4% a pour effet de réduire la température de combustion d'environ 38°C (CANMET, 2005). Ce qui affecte grandement l'énergie émise par radiation, qui est fonction de la température exposant à la quatre.

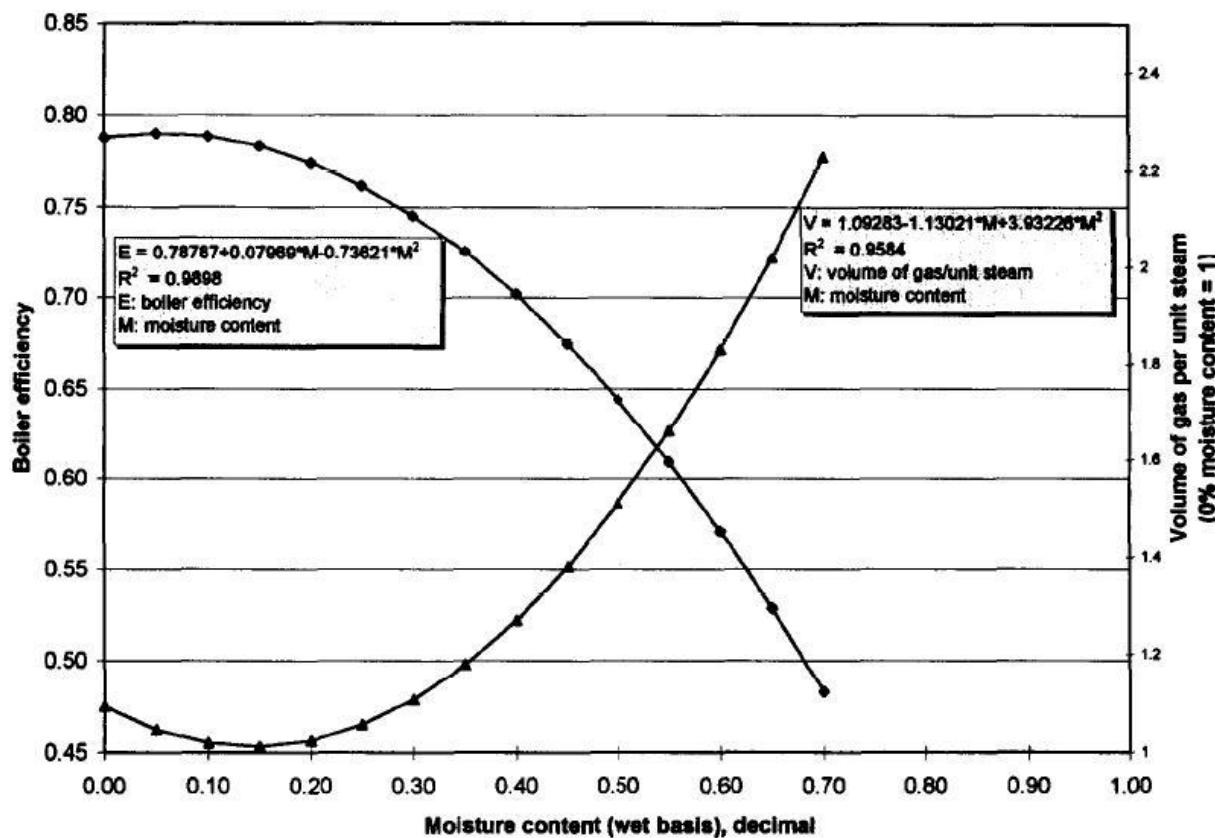


Figure 2-3 Efficacité de la chaudière et volume de gaz en fonction de niveau d'humidité du combustible (Liang, 1996)

2.2.5 Variabilité du taux d'humidité

Des fluctuations dans le niveau de siccité de la boue mixte peuvent causer d'importantes instabilités dans la chaudière. Pour éviter ces instabilités, une technique consiste à augmenter la

consommation de combustible pour que les instabilités ne réduisent pas la production de vapeur sous la production minimale requise. Ceci comporte des coûts additionnels difficiles à quantifier.

2.3 Échangeur de chaleur

Un échangeur de chaleur est un équipement qui permet le transfert de chaleur d'un médium à un autre. Ce transfert peut être fait par contact direct, par exemple d'un courant de gaz dans une matrice de solide, ou par l'intermédiaire d'un mur, comme dans un calorifère. Pour générer la vapeur nécessaire à une usine ou à la génération d'électricité, un ou plusieurs échangeurs de chaleur sont jumelés à une chaudière de combustion. La chaleur dans le gaz de combustion est transférée à travers des murs et des tuyaux à un courant d'eau sous forme gazeuse ou liquide.

Sous sa forme la plus simplifiée, la formule d'un échangeur de chaleur de deux fluides à travers un mur est :

$$q = U * A * \Delta T$$

où q est le transfert de chaleur [W], A est l'air de contact [m^2], ΔT est la différence de température entre les deux fluides [$^{\circ}K$] et U est le coefficient de transfert global [$W/(m^2 \cdot ^{\circ}K)$].

2.3.1 Efficacité d'une chaudière de combustion

L'efficacité pour la génération d'énergie d'une centrale thermique dépend grandement de la chaudière utilisée et des différents échangeurs de chaleurs. Plusieurs définitions existent pour l'efficacité, mais la définition suivante sera utilisée :

$$Efficacité = \frac{Energie récupérée}{Energie générée maximale}$$

$$Efficacité = 1 - \frac{Pertes de chaleur}{Energie générée maximale}$$

Où,

$$\text{Énergie générée maximale} = \sum (\text{Débit de carburant}_i (\text{sec}) * \text{Valeur calorifique sèche}_i)$$

Les pertes de chaleurs proviennent de trois grandes sources : 1) l'énergie thermique dans les gaz d'échappement sortant de la cheminée, 2) l'énergie thermique dans les cendres et 3) les pertes d'énergie vers l'environnement par conduction et convection.

2.4 Bio-séchage

Le bio-séchage est un procédé de séchage qui utilise de l'aération forcée ainsi que de la chaleur biologique. Le procédé est très similaire au compostage aérobie, mais les buts des deux procédés sont différents. Le but du bio-séchage est d'améliorer la valeur calorifique de la biomasse, en augmentant le niveau de siccité et en limitant la dégradation biologique, source de valeur calorifique.

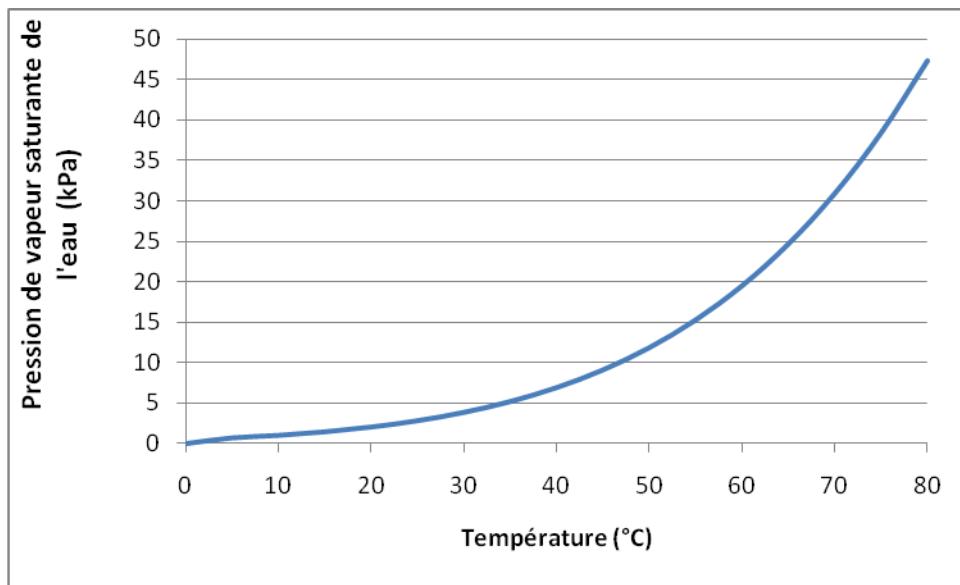


Figure 2-4 Pression de vapeur saturante de l'eau dans l'air d'après la température

La température de l'air a un effet important sur le potentiel d'évaporation. Comme présenté à la figure 2-4, la quantité d'eau évaporée contenue dans l'air est exponentielle par rapport à la température. Il serait donc préférable d'atteindre une température élevée durant le bio-séchage pour maximiser l'évaporation pour une même quantité d'air. Cependant, la température dans un bio-séchoir est limitée par la génération de chaleur des organismes qui la peuplent. La boue mixte contient généralement des organismes mésophiles et thermophiles. La croissance et le taux de mortalité des différents types de microorganisme dépendent grandement de la température. Les microorganismes mésophiles ne peuvent supporter des températures supérieures à 45 °C. Quant

aux microorganismes thermophiles, ceux-ci meurent à des températures supérieures à 70 °C. Ce type de bactérie a une croissance faible lorsque la température est inférieure à 40 °C; la croissance d'organismes mésophiles est donc primordiale pour atteindre des températures acceptables pour les thermophiles. Les microorganismes hyperthermophiles ne peuvent survivre à des températures inférieures à 60 °C et ne sont généralement pas présents dans la boue lorsqu'elle est chargée dans le séchoir. La température maximale du bio-séchoir est donc limitée à 70 °C par les microorganismes thermophiles.

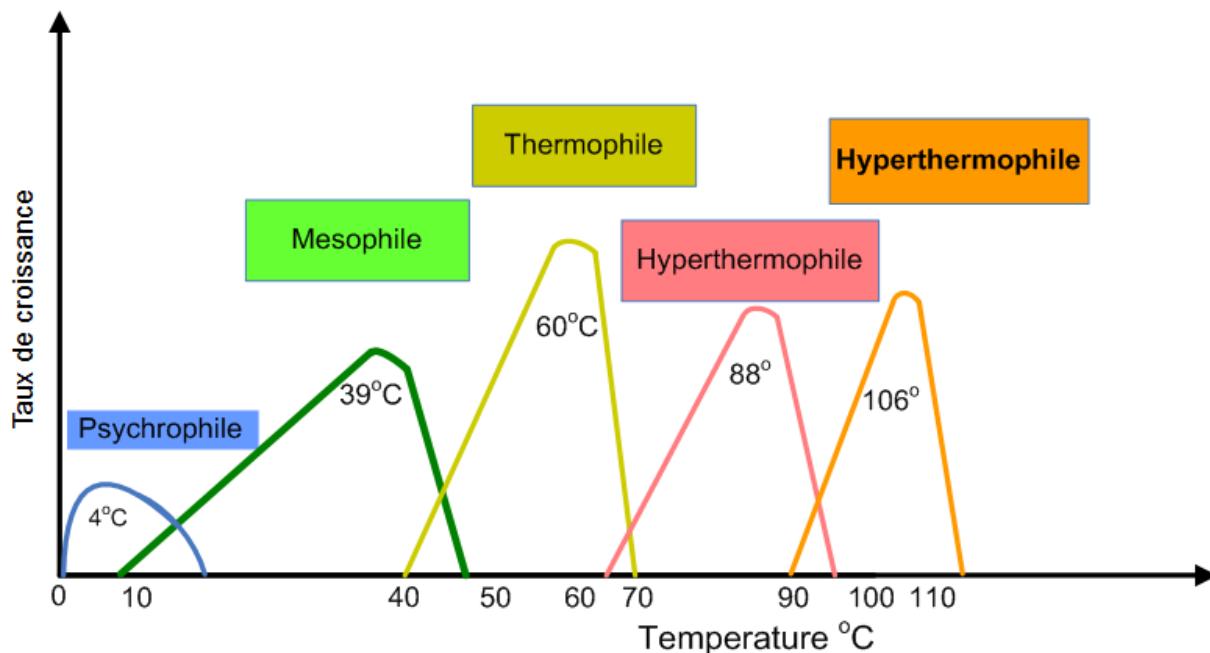


Figure 2-5 Taux de croissance de différents organismes (Madigan, 2006)

Quatre phases distinctes ont été identifiées pour le procédé de bio-séchage. Celles-ci sont liées aux phases du cycle de croissance de la population microbienne, soit : 1) la période d'acclimatation, ayant une faible génération de chaleur, 2) la période exponentielle, caractérisée par une augmentation exponentielle de la température et du taux d'évaporation, 3) la période de déclin caractérisée par une diminution du taux microbien, de la température et de l'évaporation, 4) et finalement la période stable, où la génération de chaleur microbienne est presque nulle et le taux d'évaporation est fonction du débit d'air. (Navaee-Ardeh S. B., Emerging Biodrying Technoloy, 2006)

Le développement du bio-séchage a commencé en Europe dans les années 1990. Plusieurs procédés de bio-séchage sont offerts par différentes compagnies. Ces procédés sont conçus principalement pour le traitement de résidus municipaux.

2.4.1 Biocubi - Ecodeco

BioCubi, commercialisé par Ecodeco, fait partie des premières usines de bio-séchage développées. La première usine a été construite en Italie en 1996. Elle a été conçue pour le traitement de matière solide municipale en séparant la matière recyclable de la matière organique, puis en transformant la matière organique en combustible solide. Les résidus sont déchiquetés pour améliorer l'homogénéité et la fermentation aérobie. Les résidus sont ensuite envoyés dans un réacteur de bio-séchage discontinu par grue. L'air est retiré par le haut du réacteur avec l'air entrant dans le réacteur par des perforations dans le plancher, sous aération forcée. L'air de sortie est traité par biofiltre. Le temps de séjour dans le réacteur est de 12 à 15 jours. Plusieurs réacteurs sont nécessaires et ceux-ci sont situés dans un bâtiment construit spécifiquement pour ce procédé.

2.4.2 MBT – Entsorga

MBT *treatment* est un acronyme pour *Mechanical Biological Treatment*, qui est un traitement mécanique et biologique à trois étapes par courant d'air inversé, autrefois commercialisé sous le nom H.E.BOI.T. Entsorge, une compagnie Italienne, utilise maintenant un nom plus générique. Le procédé utilise des déchets solides municipaux, recycle les parties inorganiques, telles que le verre, le plastique et les métaux, et transforme la partie organique en carburant solide. Alternativement, la partie organique peut être transformée en compost. Comme dans le procédé BioCubi, les émissions gazeuses sont traitées par bio-filtre, mais la compagnie développe depuis 2007 un système de contrôle des émissions par une céramique catalytique ayant une faible consommation d'énergie.

Une installation a une capacité de 50 000 à 110 000 tonnes de déchet municipaux par année. Environ 50% des déchets seront transformés en carburant solide. Le procédé prend typiquement 14 jours. L'installation nécessite une superficie de 1.5 hectares et un coût en capital entre 12 et 18 millions de dollars (Velis, 2009) (Entsorga).

2.4.3 Stabilat Technology – Herhof

Herhof a commencé sa recherche sur le bio-séchage en 1995 et la première usine commerciale a commencé ses opérations en Allemagne en 1997 (Velis, 2009). L'entreprise a développé un procédé dans un réacteur en discontinu clos. Des déchets municipaux solides sont déchiquetés et envoyés dans une cellule de béton scellée pour sept jours. L'air est injecté par un plancher perforé. L'air injecté est un mélange d'air recyclé et d'air frais pour en augmenter la température. La matière recyclable est par la suite séparée de la partie organique des déchets. La partie organique est utilisée comme carburant fossile sous forme de granule. L'air du procédé est traité par régénération thermique avant d'être renvoyé à l'atmosphère (Herhof).

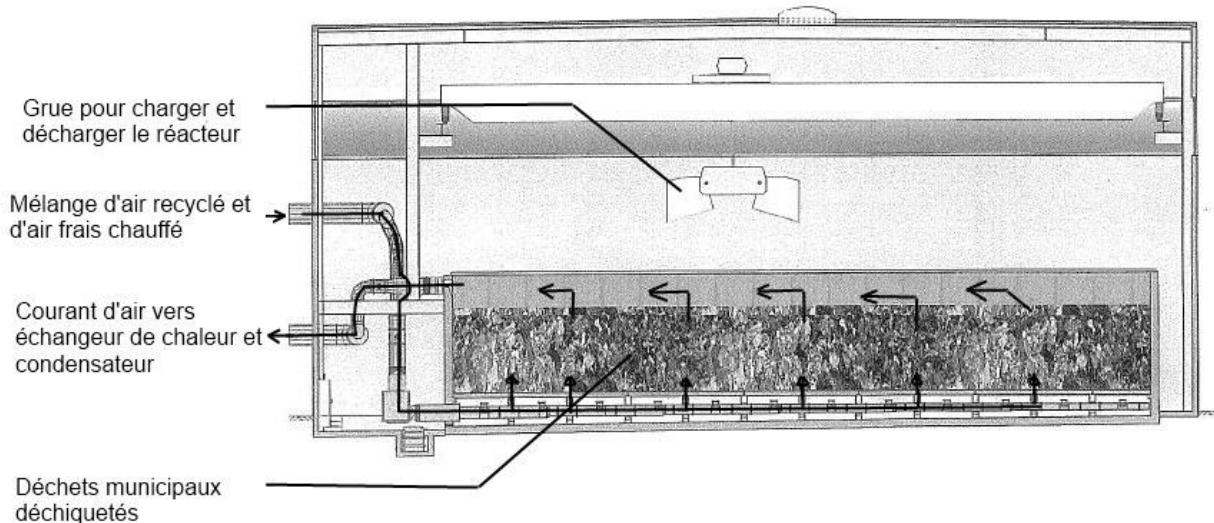


Figure 2-6 Schéma d'une grande unité Stabilat Technology de Herhof

2.4.4 MBS Plant – Nehlsen AG

Le procédé commence par un déchiquetage et l'homogénéisation de déchets résiduels ou commerciaux. Les déchets sont ensuite séparés en deux sections: la fraction majoritairement organique et la fraction ayant une grande valeur calorifique. La seconde fraction est transformée directement en carburant solide. La fraction organique est envoyée dans un réacteur de bio-séchage pour plusieurs jours. Par la suite, la matière séchée est séparée en une fraction ayant une grande valeur calorifique, qui est transformée en carburant solide, et en une

fraction qui est envoyée au compostage pour deux à huit semaines. Une usine pilote a été mise en opération en 1998; depuis, trois usines commerciales sont en opération avec une capacité annuelle de 163 000 tonnes (Nehlsen AG).

2.4.5 SHOC_{MD} – Innoventé

Cette technologie de bio-séchage sèche un mélange de déchets ayant une siccité comprise entre 35% et 50% à l'intérieur d'un réacteur. La chaleur de l'air humide sortant du réacteur est récupérée pour chauffer l'air qui est envoyé à la seconde section du procédé. Cette seconde section consiste en un séchoir à bande qui augmente la siccité des déchets, celle-ci variant de 50% à 85%. Les déchets séchés sont ensuite mis en granule et utilisés comme carburant solide (Innoventé, 2010).

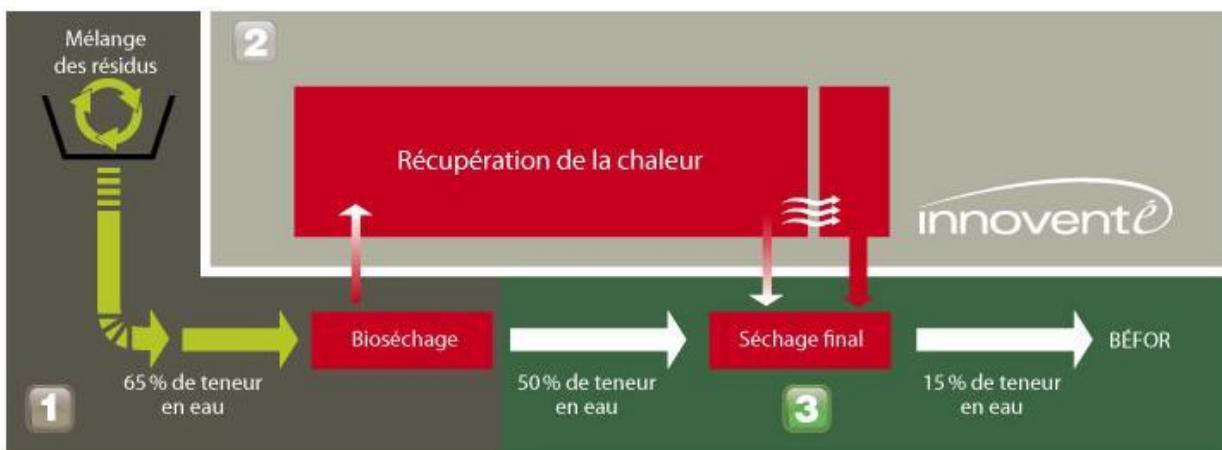


Figure 2-7 Schéma du procédé SHOC^{MD} (Innoventé, 2010)

2.4.6 Biodryer – Wright Environmental

Ce procédé est un bon exemple de la similitude entre le compostage et le bio-séchage. Initialement commercialisé par Wright Environmental Management Inc. comme une technologie de compostage, la technologie a ensuite été commercialisée par Wright Tech System Inc. sous le nom Biodryer, comme une technologie de transformation de déchets organiques en carburant solide. Le procédé consiste en trois étapes dans un réacteur en continu horizontal : une phase de chauffage organique, une phase de mélange et une phase de séchage utilisant la chaleur de la première phase (Rynk, 2000) (Wright Environmental Management Inc.) (Wright Tech Systems Inc, 2006).

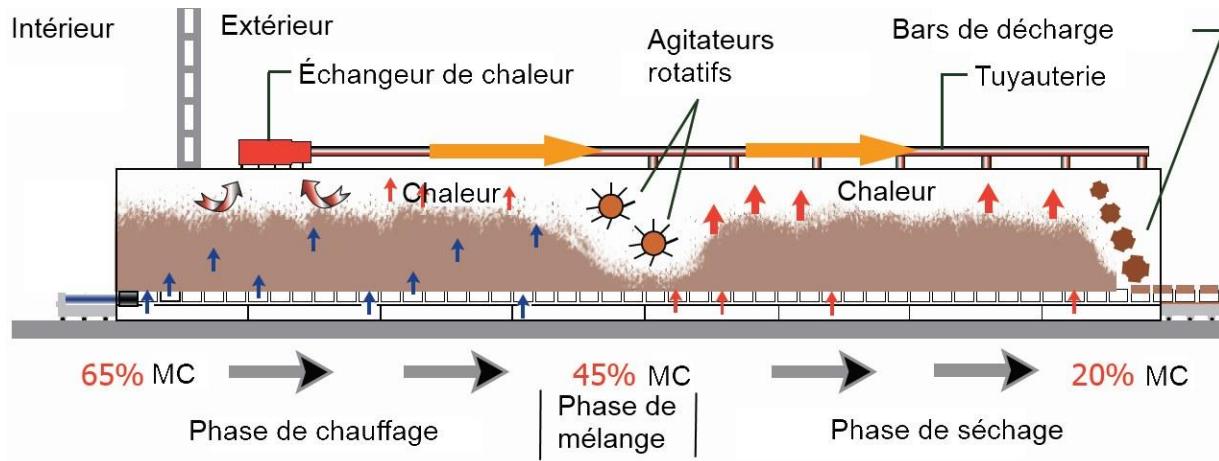


Figure 2-8 Schéma du procédé de Biodrying (Wright Tech Systems Inc, 2006)

2.5 Bio-séchage à Polytechnique

La Chaire CRSNG en génie de conception environnementale de Polytechnique de Montréal étudie depuis quelques années les possibilités de développer un procédé de bio-séchage qui serait adapté aux besoins de l'industrie des pâtes et papiers. Ce qui suit passe en revue des expériences et des analyses qui ont été faites.

2.5.1 Recherche par Ken Frei

Des tests en laboratoire dans un réacteur de bio-séchage en mode batch ont été réalisés sur trois mélanges de boues/écorces. Le schéma du réacteur est présenté à la figure 2-9. La boue était placée dans le réacteur jusqu'à une hauteur de 60 cm. Une souffleuse alimentait l'air dans un conduit central (C2). Cet air traversait la matrice de boue et d'écorce vers deux conduits d'aération près des murs du réacteur (C1 et C3).

Il a été démontré que le taux d'assèchement et la perte de carbone étaient corrélés avec la température interne, pouvant atteindre 65°C. Le meilleur résultat a été obtenu avec un ratio de 1 :0,5 de boues/écorces sur une base sèche, qui a permis en 13 jours d'augmenter la siccité de 30,5% à 41,6%. Le débit d'air variait grandement selon la position dans la matrice, étant presque nul près de la surface et maximal dans le bas du réacteur, dû à la position des conduits d'aération.

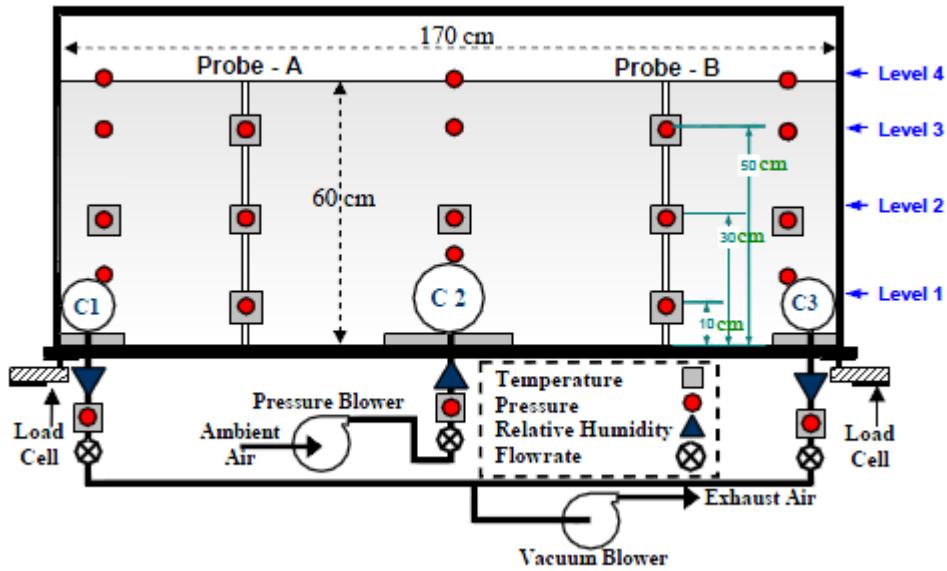


Figure 2-9 Schéma expérimental de bio-séchage en mode discontinu (Frei, Novel Drying Process Using Forced Aeration, 2004)

L'analyse technico-économique du procédé en mode discontinu a démontré les caractéristiques des usines pour lesquelles le procédé serait le plus avantageux, soit celles qui ont les installations permettant la manutention et la combustion de la biomasse, celles qui enfouissent leurs boues et celles qui ont l'espace nécessaire pour l'implantation du bio-séchage ou des combustibles ayant de fort coût. La période de recouvrement pour le cas de base et le meilleur cas était de 2,5 ans et un an respectivement (Frei, Novel Sludge Drying Process, 2006).

2.5.2 Recherche par Geneviève Roy

Le projet de recherche étudiait la modélisation technique et économique du réacteur de bio-séchage en mode discontinu, en identifiant les conditions optimales d'opération. Des expériences à l'échelle laboratoire ont été faites sur un réacteur d'un mètre cube, dont le schéma est présenté à la figure 2-10. Pour éviter des débits d'air variables de la configuration de Frei, deux conduits d'aération ont été installés à des hauteurs différentes. Les variables étudiées sont le débit d'air, l'inversion directionnelle de l'air, le mélange de la boue durant l'expérience et le type d'agent gonflant. Les agents gonflants utilisés étaient soit de l'écorce ou de la boue ayant été séchée par bio-séchage.

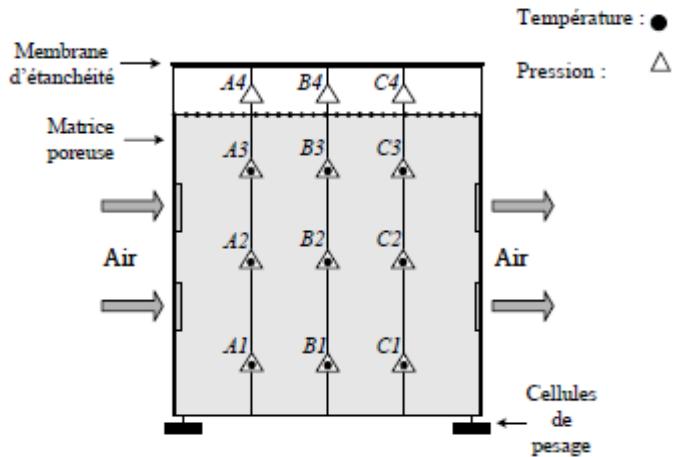


Figure 2-10 Schéma expérimental de bio-séchage en mode batch (Roy, 2006)

Suivant les recommandations de Frei, le mélange de boue/écorce a été fixé à un ratio 1 :0,5 base sèche. Au total, sept expériences ont été réalisées. Les variations du procédé ont été attribuables principalement aux propriétés initiales des boues. Le débit d'air et sa température sont les principales fonctions affectant le taux d'évaporation. L'inversion directionnelle de l'air semble favoriser la biodégradation et non le bio-séchage.

Une analyse économique a été faite pour trois scénarios, chacun portant sur une usine de pâtes et papiers. L'analyse économique démontre que la rentabilité est principalement liée au débit d'air et à la siccité finale. Avec un faible débit d'air, le procédé assèche plus lentement pour arriver à la même siccité qu'une opération avec un haut débit d'air. Un faible débit d'air nécessiterait donc une augmentation du volume du réacteur et ainsi son coût en capital. L'utilisation de la boue sèche comme combustible était essentielle pour rendre le projet économiquement viable.

2.5.3 Recherche par Shahram Navaee-Ardeh

Cette recherche cherchait à obtenir un modèle des phénomènes d'échange dans un réacteur de bio-séchage vertical en continu. Il consiste en la conception et la construction d'une usine pilote du réacteur de bio-séchage en continu dans le but de a) surmonter les faiblesses du bio-séchoir en discontinu, b) identifier les variables clés, ainsi que leurs impacts sur la performance du bio-séchoir en continu, c) comprendre les phénomènes d'échanges qui se produisent dans le bio-séchoir en continu en utilisant une approche systématique de modélisation.

Les variables clés qui ont été étudiées sont le temps de séjour, le taux de recyclage de boue séchée, agissant comme agent gonflant et comme réducteur de la phase d'acclimatation, et le profil du débit d'air, pouvant être fixe ou contrôlé par le taux d'humidité relative à la sortie. La boue, provenant de la même usine pour toutes les expériences, est une variable incontrôlable. La phase expérimentale du présent mémoire a été faite conjointement Navaee-Ardeh. Les paramètres ayant le plus d'impact sur le taux d'évaporation étant sont le temps de séjour et le débit d'air. La boue mixte peut être asséchée à un niveau de siccité acceptable en moins de cinq jours.

La stratégie d'élaboration du modèle consiste en la création d'un modèle simplifié et de l'ajout de complexité au fur et à mesure que la compréhension des procédés de transport est appréhendée (Navaee-Ardeh S. B., Development and Experimental Evaluation of a 1-D Distributed Mode, 2011). Un modèle en deux dimensions a été construit et a été démontré comme étant un outil polyvalent pour prédire les procédés de transport complexes dans un réacteur de bio-séchage en continu. L'approche de modélisation a permis une amélioration du contrôle, une meilleure optimisation et facilite la mise à l'échelle du procédé (Navaee-Ardeh S. B., A 2-D Distributed Model..., 2011).

2.6 Compostage

Le compostage est un procédé biologique naturel où de la matière organique est transformée en compost. Les bactéries nécessitent un mélange de nourriture équilibré, de l'air pour l'oxygène, ainsi que de l'eau pour prospérer et dégrader la matière compostable. Le compostage peut être appliqué industriellement pour la production d'humus. Plusieurs procédés de compostage industriel sont disponibles, dont certains sont dans des réacteurs. Certaines usines font du compost à partir des boues mixtes générées sur leur site, par exemple l'usine de pâtes et papiers de Minas Basin en Nouvelle-Écosse.

Le bio-séchage étant un mélange entre le séchage conventionnel et le compostage, l'analyse de réacteur de compostage pourrait permettre une meilleure compréhension du bio-séchage en continu.

2.6.1 TEG's In Vessel Composting (IVC)

Il s'agit d'un système de compostage en continu. Le système est modulaire avec des cages de fils de maille, qui sont utilisés pour contenir le matériel à composter. Les cages sont grandes et étroites, et arrangées en série à l'intérieur du réacteur. Le réacteur est conçu pour recevoir 2 tonnes par jour pour un temps de séjour de 10 à 14 jours. Un léger espacement entre les cages permet une aération passive (The TEG Group).

2.6.2 VCU

Le procédé VCU est un système de compostage continu dans un réacteur développé en Australie. Il peut être utilisé sur une grande variété de biomasses, dont les boues municipales et les rebuts alimentaires. Il n'y a pas d'aération forcée, de mélange ou de système de traitement de l'air, ce qui en fait un procédé ayant une faible consommation d'énergie.

Le réacteur est fait de sections modulaires, chacune ayant une hauteur de 4,5 m, avec une base de 2,5m par 2,5m. La biomasse est introduite par le haut et descend le long du réacteur pour une durée de 7 à 14 jours. Puisque les sections inférieures ont une température plus élevée que les niveaux supérieurs, ceci détruit les pathogènes et crée une aération passive. Le niveau supérieur, constitué de biomasse fraîche, agit comme bio-filtre, en traitant les composés organiques volatiles. Les réacteurs sont placés à l'extérieur (VCU Technology, 2010).

2.7 Autres technologies de séchage de boue

Le séchage de boue mixte est grandement affecté par la nature de la boue. Chaque usine de pâtes et papiers ayant une opération différente, ceci affecte grandement les caractéristiques chimiques et physiques des boues qu'elles produisent. De plus, le moyen de disposition utilisé à l'usine affecte le niveau de séchage désiré. Pour ces raisons, la technologie optimale varie grandement d'une usine à l'autre. Le rapport de Canmet a dressé une liste des technologies de séchage offertes pour le traitement des boues mixtes des papetières (CANMET, 2005).

Il est important de comparer le bio-séchage aux autres choix de séchage qu'ont les usines tant sur le plan technologique qu'économique.

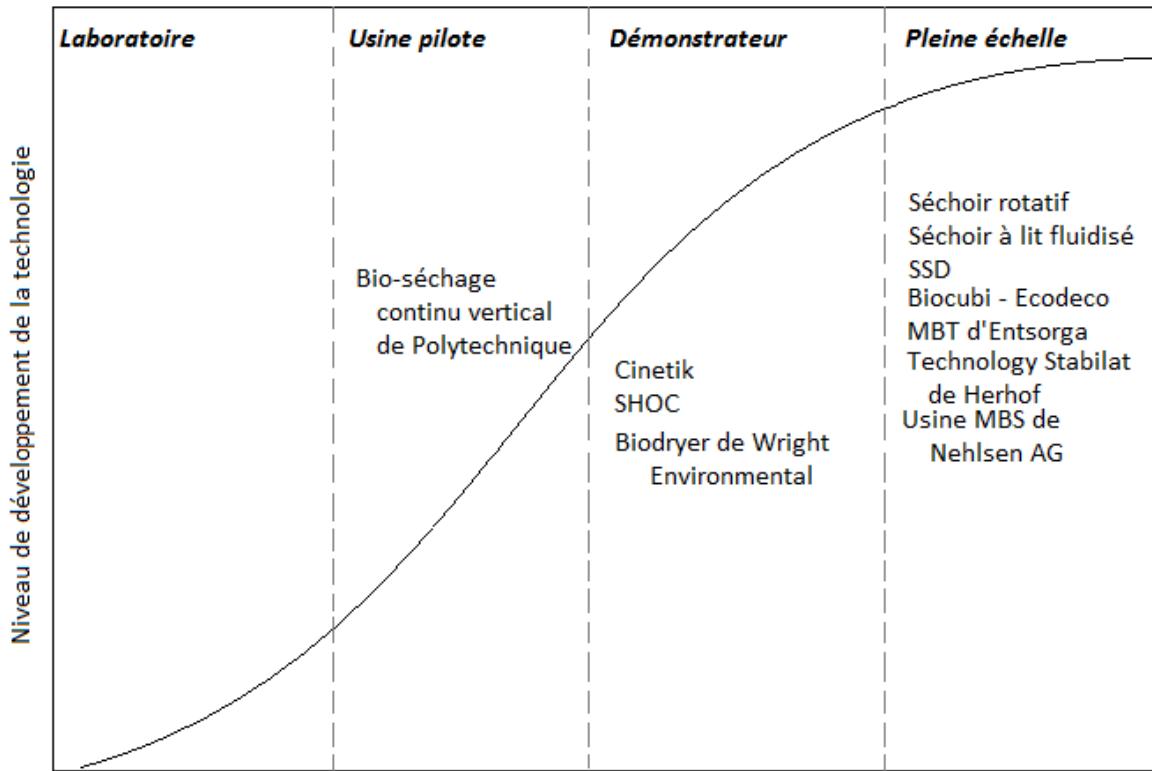


Figure 2-11 Niveau de développement de technologies et de procédé de séchage

Plus une technologie est mature et se développe, plus il est difficile d'apporter des avancées majeures qui augmentent ses performances. Les technologies et procédés au stade laboratoire et d'usine pilote ont un plus grand potentiel d'amélioration de leurs performances. La figure 2-11 présente le niveau de développement des procédés de séchage présenté ci-dessous.

2.7.1 Séchoirs conventionnels

2.7.1.1 Séchoir rotatif

Le séchoir rotatif est constitué d'un tambour rotatif chauffé dans lequel la matière est alimentée. La rotation agite la matière humide, exposant une plus grande surface au chauffage. Le chauffage peut être direct, par de l'air chaud envoyé directement avec la matière à sécher ou indirectement où les parois du tambour sont chauffées par un fluide ou un gaz. Le séchoir rotatif peut traiter de la matière avec une siccité supérieure à 30% jusqu'à une siccité au-delà de 90%. Les particules de petites dimensions et densité sont moins aisément traitées, mais le séchoir rotatif tolère davantage les écarts de dimension que d'autres séchoirs. Les boues collantes posent un problème,

puisque'elles s'accumulent sur les baffles. Certains prétraitements peuvent être nécessaires dans ce cas. Le séchoir nécessite une grande superficie et comporte des limites de taille, liées entre autres au mécanisme de transport du tambour. La rotation constante du tambour engendre de grands coûts de maintenance liés à l'usure. Le séchoir rotatif est cependant très utilisé de par son faible coût en capital. Différentes configurations existent, par exemple avec plusieurs zones ou à multiple passes de la matière humide, ce qui a pour effet d'augmenter l'efficacité thermique. Les rejets gazeux nécessitent un traitement avant d'être évacués, par exemple à l'aide d'un épurateur ou autre.

2.7.1.2 Séchoir à lit fluidisé

Le séchage se fait par la fluidisation de la matière humide avec l'air servant de médium. Le séchage est rapide et uniforme, grâce à la forte agitation ce qui en fait un système mal adapté à un produit fragile. Le séchage à lit fluidisé accepte une matière ayant une siccité supérieure à 20% et permet d'atteindre une siccité d'au-delà de 90%. Les boues humides, particulièrement collantes, peuvent nécessiter du conditionnement, tel que le recyclage et le pré-épaississement. L'air et la matière sont séparés pour récupérer le produit séché, par exemple à l'aide d'un cyclone. Les rejets gazeux peuvent nécessiter un traitement, particulièrement pour le séchage de boue mixte.

L'installation pour le séchoir à lit fluidisé nécessite une faible superficie. Cependant les coûts en capitaux, les coûts d'opération et de consommation d'énergie sont plus élevés que le séchoir rotatif.

2.7.2 Nouvelles technologies

2.7.2.1 Cinetik

Cette technologie novatrice, d'OVIVO, consiste en une presse à courroie où un courant électrique est appliqué pour pousser l'eau, à l'état liquide, hors de la boue. Le courant électrique a trois fonctions : 1) attirer l'eau, à cause de sa charge positive, vers la cathode, 2) attirer les particules avec une charge négative vers l'anode, 3) tuer les bactéries présentes dans la boue. La mort des bactéries permet une meilleure efficacité de la presse à courroie, puisque les parois cellulaires encapsulent une grande quantité d'eau. Puisque cette technologie n'évapore pas l'eau,

contrairement aux séchoirs conventionnels utilisant 800-1300 kWh/ tonne d'eau enlevée, la technologie Cinetik utilise de 150-350 kWh/ tonne d'eau enlevée (EIMCO water technologies) (Paradis, 2008).

Des tests effectués sur des boues de papetières ont permis d'obtenir des siccités finales entre 30 et 50% avec des boues ayant une siccité initiale variant de 10 à 20% (Elcotech Technologies Inc., 2007).

Avec un séchoir industriel ayant une capacité de 40 tonnes humides par jour, plusieurs séchoirs en parallèle seraient nécessaires pour traiter les boues d'une usine. Le procédé, étant par étapes semi-batch, comprend plusieurs éléments en mouvement, ce qui augmente les chances de bris mécaniques. Des changements dans les caractéristiques de la boue, qui sont fréquents, nécessiteront de constantes attentions et ajustements pour maintenir la siccité requise.

2.7.2.2 Super-heated steam dryer (SSD)

Le principe est similaire au séchoir à lit fluidisé avec la différence qu'au lieu d'utiliser de l'air comme agent fluidisant, le SSD utilise de la vapeur d'eau surchauffée. La vapeur surchauffée est utilisée en circuit fermé (*closed loop*) comme source de chaleur et comme convoyeur pneumatique. La vapeur générée par l'évaporation est envoyée dans un rebouilleur pour récupérer une partie de l'énergie fournie au système. Puisqu'il n'y a pas d'air, et donc d'oxygène, le risque d'incendie accidentel de la biomasse est mineur.

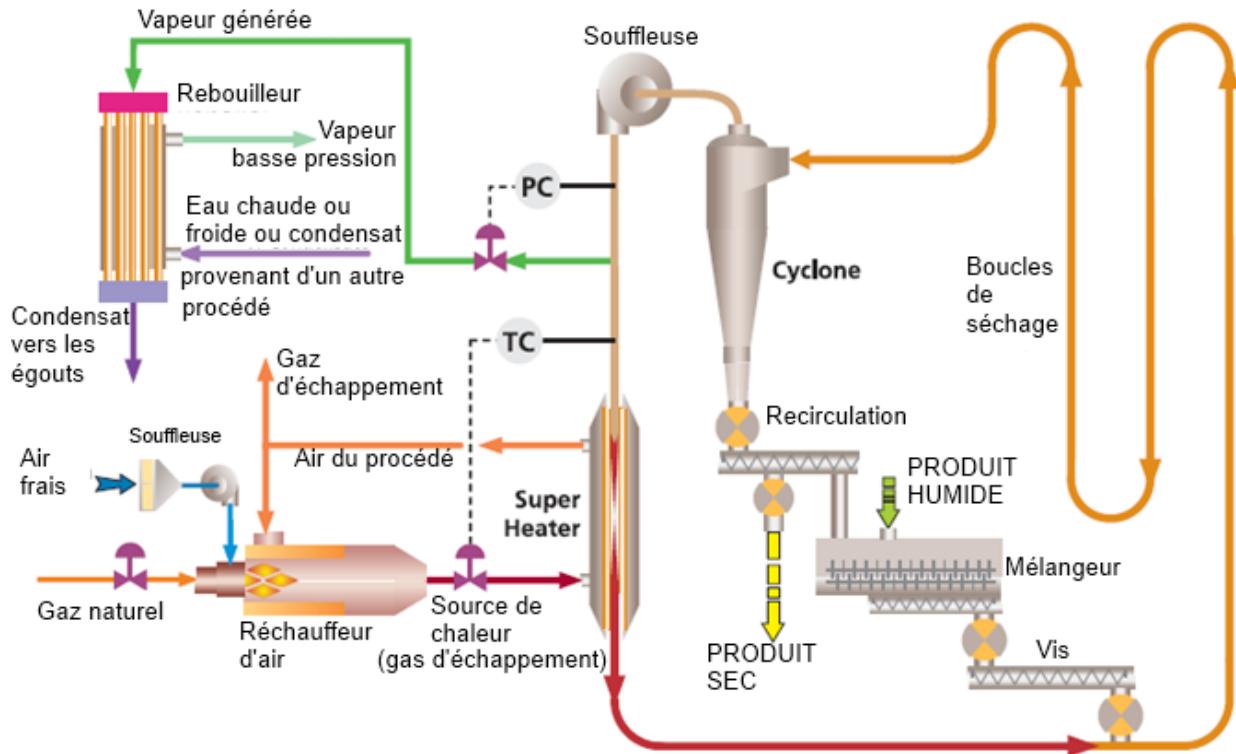


Figure 2-12 SSD avec système de recyclage et rebouilleur pour boue collante (GEA Barr-Rosin)

Les coûts en capital du SSD sont importants comparativement au séchoir rotatif. Ce système est particulièrement intéressant lorsqu'il est intégré à une usine pouvant récupérer la vapeur à basse pression. Malgré des coûts d'opération non négligeables, la récupération d'environ 85% de l'énergie nécessaire pour le fonctionnement du SSD, peut le rendre économiquement viable.

2.8 Mise à l'échelle

La conception d'un procédé passe à travers différentes phases avant d'arriver au démarrage d'un réacteur industriel. Ces phases diminuent les risques dus à la mise à l'échelle d'un procédé en permettant la collecte d'information de manière plus économique et plus rapidement (Genskow, 1994). Chaque unité d'un procédé doit être mise à l'échelle individuellement.

Pour faire la conception à une autre échelle, des informations suffisantes doivent être connues sur le procédé. Ces connaissances peuvent provenir de différentes sources, que Johnstone caractérise en six groupes (Johnstone, 1957):

- De données provenant d'expériences antérieures
- De données provenant de rapports de laboratoire
- Information provenant de la littérature
- Information, qui soit approximée de façon suffisamment précise, obtenue à partir de relations thermodynamiques, de théorème d'état correspondant ou de relations empiriques ou semi-empiriques
- De données provenant de futurs tests en laboratoire
- D'autres sources de d'informations nécessaires pour la conception

Une unité pilote permet d'étudier les phénomènes physiques et chimiques sous des contraintes proches des conditions pleine-échelle. Ceci inclut, mais n'est pas limité à des produits de grade industriel, le recyclage de débit et l'utilisation à long terme. Le procédé pilot permet d'acquérir de l'information qui n'aurait pas pu être prédite par une augmentation des dimensions, ce qui minimise les risques lors de la conception et l'opération de l'usine industrielle. Les connaissances scientifiques de base du procédé devraient être connues avant la conception de l'unité pilote (Pigford, 1958). De plus les difficultés majeures devraient être identifiées sur l'unité pilote avant la construction de phases plus proches de l'unité industrielle.

La mise à l'échelle est nécessaire; cependant ceci peut être compliqué, car comme pour la bioremédiation (Sturman, 1995) et pour les réacteurs à fermentation à l'état solide (Mitchell, 1999), la mise à l'échelle du bio-séchage apporte : 1) des mécanismes et des limitations additionnels pour le transport de masse, 2) la présence de phases multiples et différents microorganismes en compétition, 3) l'hétérogénéité des phases et 4) un ou plusieurs facteurs pouvant inhiber la croissance biologique. Saucedo-Castaneda et al. ont démontré que le bilan de masse d'eau est critique dans la mise à l'échelle de bioréacteur de fermentation solide (Saucedo-Castaneda, 1992), qui s'apparente au bio-séchage.

2.9 Synthèse de la littérature

Il est clair d'après la littérature et les connaissances de la pratique qu'il y a deux problèmes :

- Les usines produisent et continueront à produire des déchets, dont la boue mixte du traitement des eaux usées, qui devront être traités.

- Le taux de matière solide des boues mixtes est faible et variable.

La mise au dépotoir est une option peu intéressante au vu des règlementations plus sévères et la hausse des coûts d'enfouissement et de transport. La combustion des boues est une option intéressante, mais est grandement affectée par la faible siccité des boues. Une siccité supérieure à 40% serait nécessaire pour le bon fonctionnement de la chaudière.

Une solution pour sécher la boue serait l'utilisation du bio-séchage, qui utilise une petite partie de l'énergie présente dans la boue pour la production de chaleur. Comme il a été présenté, nombre de technologies de bio-séchage émergent depuis les dernières années. Les procédés de bio-séchage sont généralement caractérisés par :

- Grande superficie
- Ne requérant pas de carburant pour la génération de chaleur
- L'énergie nécessaire sert surtout à alimenter les souffleuses
- Faible coût d'opération
- Temps de séjour de 7 à 14 jours
- Mode discontinu

La majorité des applications du bio-séchage sont les déchets municipaux solides. De plus les connaissances sont en grande partie du domaine privé.

Le procédé de bio-séchage vertical en continu qui est étudié a pour avantages :

- Un mode continu, ce qui stabilise l'approvisionnement de boues mixtes à la chaudière
- D'être conçu pour obtenir la siccité optimale du procédé qui le rend plus rentable économiquement
 - En ne cherchant pas à atteindre la siccité la plus élevée, mais celle qui est plus économique
 - En étant opéré pour des temps de séjour de 3 à 8 jours, ce qui limite les coûts en capital

Malgré que le procédé ait démontré qu'il sèche bien la boue en mode discontinu (Navaee-Ardeh S. B., Key Variables Analysis, 2010), il est important de démontrer la viabilité du procédé à l'échelle industrielle. Pour ce faire, la mise à l'échelle est nécessaire; cependant, ceci peut être compliqué, car la mise à l'échelle du bio-séchage apporte : 1) des mécanismes et des limitations

additionnels pour le transport de masse, 2) la présence de phases multiples et différents microorganismes en compétition, 3) l'hétérogénéité des phases et 4) un ou plusieurs facteurs pouvant inhiber la croissance biologique. La viabilité économique du réacteur doit aussi être démontrée, considérant que les bénéfices pour l'usine portent sur le fonctionnement de la chaudière de combustion avec une boue plus sèche.

Une seconde solution serait d'utiliser un séchoir rotatif pour sécher la boue. Cette stratégie nécessite cependant une grande quantité d'énergie, généralement sous forme de carburant fossile. Il est donc important de définir des paramètres de comparaison des performances du bio-séchage à ceux d'autres technologies de séchages de boues mixtes et de déterminer les conditions dans lesquelles la technologie, développée à l'École Polytechnique est plus rentable.

Ce mémoire de maîtrise cherche à traiter ces problèmes en utilisant une approche par étude de cas, incluant les ambiguïtés et le défi de la mise à l'échelle du réacteur à l'aide des données de l'usine pilote et le dimensionnement de chaudière pour déterminer des augmentations d'efficacité potentielles.

Chapitre 3 MÉTHODOLOGIE

3.1 Hypothèse

Le procédé de bio-séchage vertical en continu peut être implanté pour le traitement des boues mixtes d'usines de pâtes & papiers, de manière économiquement viable.

Sous-hypothèses

- La mise à l'échelle du réacteur, ainsi que les conditions d'opération pleine échelle, peuvent être identifiées, à l'aide d'analyses d'ordre de grandeur incorporant les résultats expérimentaux d'une usine pilote
- À l'aide d'étude de cas, on peut montrer que les bénéfices majeurs pour l'usine sont dus à:
 - la réduction de consommation de combustible d'appoint dans une chaudière à lit fluidisé;
 - l'augmentation de l'efficacité du lit fluidisé.

3.2 Vue d'ensemble

La recherche est divisée en deux phases. Une phase de mise à l'échelle d'une usine pilote verticale en continu et une phase de modélisation, ainsi que son application à trois études de cas.

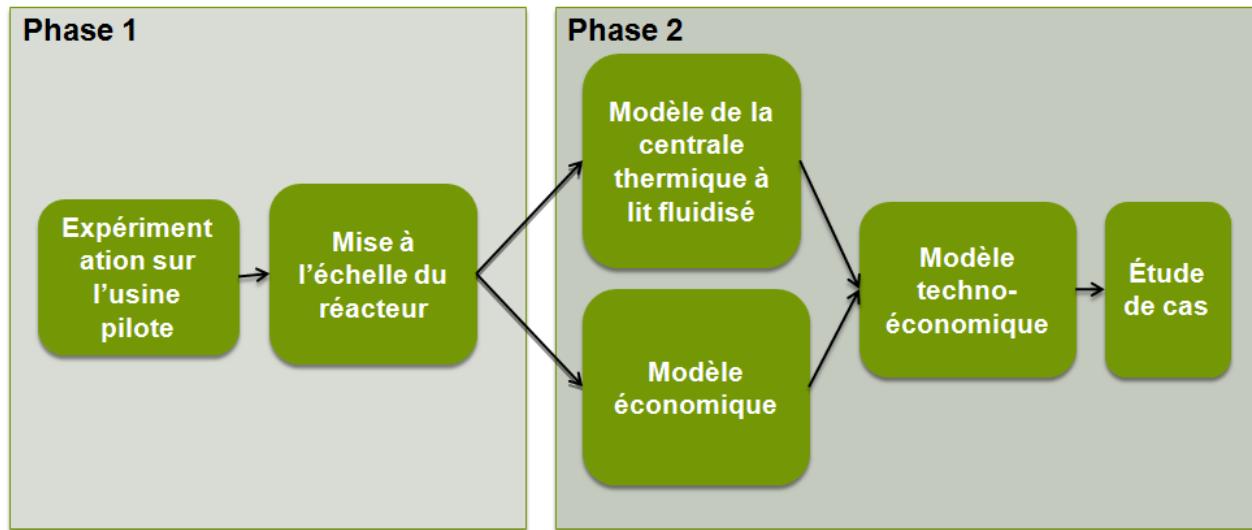


Figure 3-1 Schéma de la l'architecture du projet

3.2.1 Résultats expérimentaux d'une usine pilote

La première phase de cette recherche consiste en l'opération d'une usine pilote d'un séchoir de bio-séchage en vertical en continu. Les résultats de ces expériences permettent de déterminer les performances du bio-séchoir sous différents paramètres d'opération. Les paramètres étudiés sont le temps de séjour, le taux de recyclage et le débit d'air de chacune des 4 sections du réacteur. Ces débits sont soit fixes, soit contrôlés en fonction du taux d'humidité de l'air à la sortie.

3.2.2 Mise à l'échelle

À l'aide de ces résultats expérimentaux et de la littérature sur le bio-séchage, une analyse a été effectuée afin de déterminer les paramètres d'opération et les performances d'un bio-séchoir pleine échelle. Ceci inclut entre autres une estimation des dimensions du séchoir industriel. Il est important de prendre en compte, dans la mise à l'échelle du bio-séchoir, le fait que toutes les usines de P&P ont une configuration, des technologies et des opérations différentes les unes des autres. Ceci inclut les options suivantes : la disponibilité d'une chaudière permettant de brûler la boue mixte séchée; le type de chaudière; les caractéristiques de la boue mixte et les emplacements possibles pour le séchoir.

3.2.3 Étude technico-économique

La deuxième phase consiste en une étude technico-économique de l'implantation du bio-séchoir en continu vertical, plus précisément, dans une usine de pâte et papiers pour le traitement des boues mixtes provenant du système de traitement des eaux usées. Les boues, après séchage, seraient utilisées comme carburant solide dans une chaudière à lit fluidisé, dans le but de réduire la consommation du carburant le plus coûteux, qui est normalement du carburant fossile.

Comme il a été montré que le taux d'humidité de carburant solide a un effet marqué sur l'efficacité de la chaudière (Liang et al., 1996), un modèle de l'efficacité de la chaudière est nécessaire. Le modèle a été construit à partir d'un bilan de matière et un bilan d'énergie. Le modèle estime les coûts en capital de l'implantation du bio-séchage à l'usine ainsi que les coûts d'opération : ceux du bio-séchoir et ceux de la chaudière qui peuvent être affectés par l'implantation du séchage.

Le modèle sera par la suite appliqué à trois études de cas, d'usines de pâtes et papiers de l'Est du Canada. L'objectif sera de déterminer : 1) si le bio-séchage est économiquement viable, 2) et s'il peut battre son compétiteur, soit le séchoir rotatif. Une analyse de sensibilité sera ensuite effectuée afin de vérifier la pertinence des résultats obtenus

Chapitre 4 MISE À L'ÉCHELLE DE L'USINE PILOTE

La mise à l'échelle est une étape importante pour la conception d'un procédé à l'échelle industrielle. Avant de changer d'échelle, l'information nécessaire doit être connue. Ce savoir peut provenir de différentes sources, que Johnstone caractérise en six types (Johnstone, 1957) : 1) l'information d'expériences passées, 2) l'information provenant de rapports expérimentaux, 3) la littérature, 4) l'information provenant de corrélations, étant de bonnes approximations au niveau de la conception, 5) l'expérimentation et 6) d'autres informations nécessaire pour la conception.

Nous disposons d'une quantité insuffisante d'information pour procéder à la mise à l'échelle et l'opération industrielle du procédé de bio-séchage, une usine pilote a été conçue et construite à l'école Polytechnique.

4.1 Expérimentation

4.1.1 Usine pilote

Les tests ont été effectués dans une usine pilote de bio-séchage vertical en continu, situé à l'école Polytechnique de Montréal. Le réacteur a un volume d'un mètre cube et des dimensions de 2,5 m de hauteur, 0,4m de large et 1,0m de profondeur (figure 4.2). La configuration verticale a été choisie pour permettre un mouvement dans le réacteur qui est régi par la gravité. La matière entrante est introduite par le haut, dans la première section. Pour contrer le caractère gluant des boues, les murs intérieurs du réacteur ont été recouverts de polyéthylène à poids moléculaire ultra-élevé. Après le démarrage de l'usine pilote, de l'isolation thermique a été ajoutée aux murs extérieurs, d'une épaisseur de 1,5 à 2,5 cm, pour réduire les pertes de chaleurs du réacteur.

Le réacteur est divisé en quatre sections standard et une décharge. Quoique disposées en continu, les sections sont séparées de haut en bas par le débit d'air dans chacune. Le débit d'air peut varier et être ajusté individuellement pour chaque section. Ceci permet une plus grande flexibilité dans la stratégie d'aération. Puisqu'il est important pour chaque partie de la matrice de boue de recevoir de l'oxygène, afin ne pas tomber en condition anaérobique, l'air dans chaque section est distribué par des plaques perforées à l'entrée et la sortie de l'air. L'air traverse le réacteur sur sa largeur, soit une distance de 0,4m. Le débit d'air est fourni par air forcé et des soufflantes inductives.

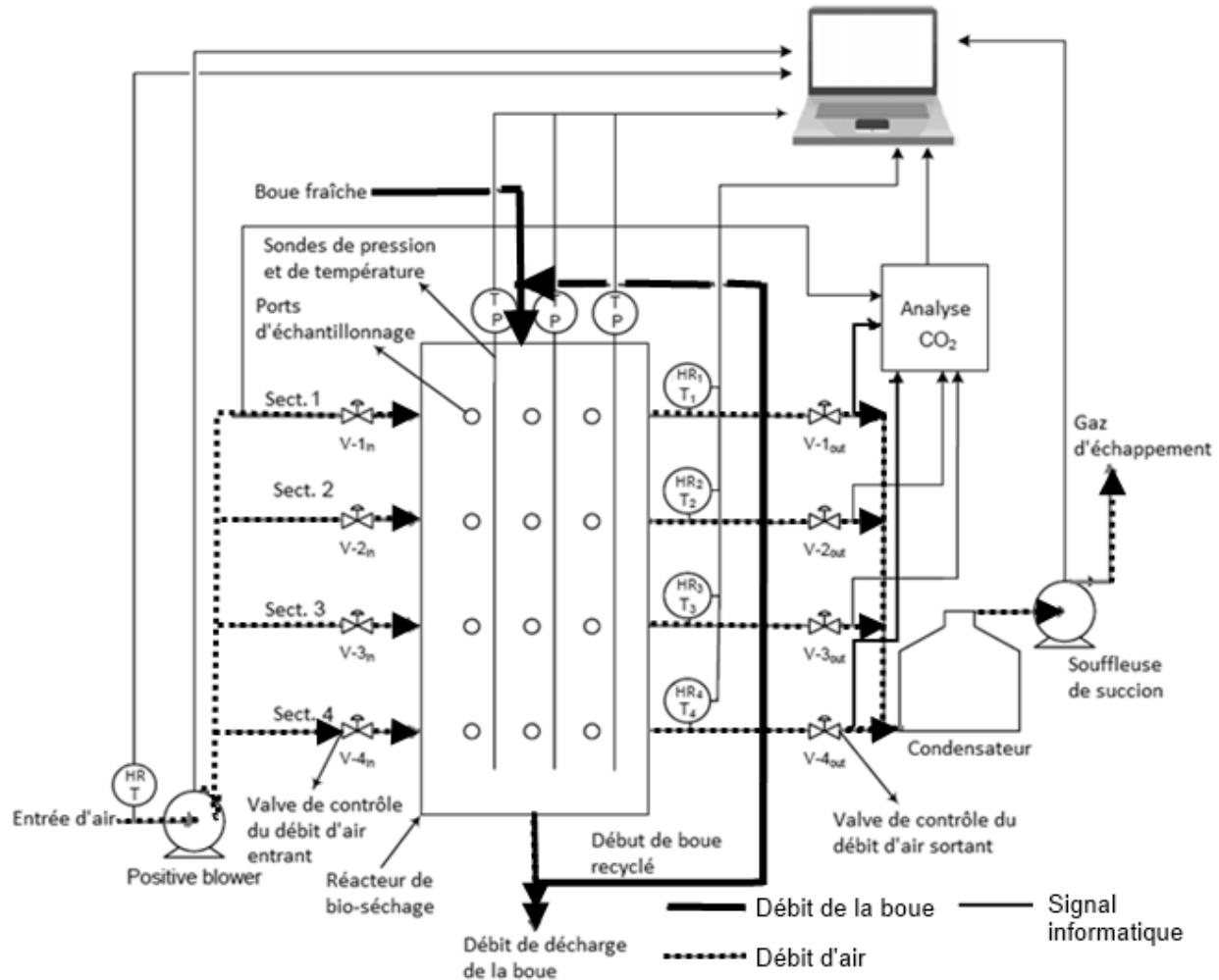


Figure 4-1 Schéma du l'usine pilote

Le système de décharge consiste en deux vis de décharges, qui déversent la boue séchée à une extrémité du réacteur. Les vis ont été conçues pour permettre une décharge uniforme sur la profondeur du réacteur. Malgré la nature continue du procédé, l'usine pilote était opérée en semi-continu; la décharge et l'alimentation de boue étaient faites deux fois par jour avec un débit de masse sec de 10-22 kg par jour.

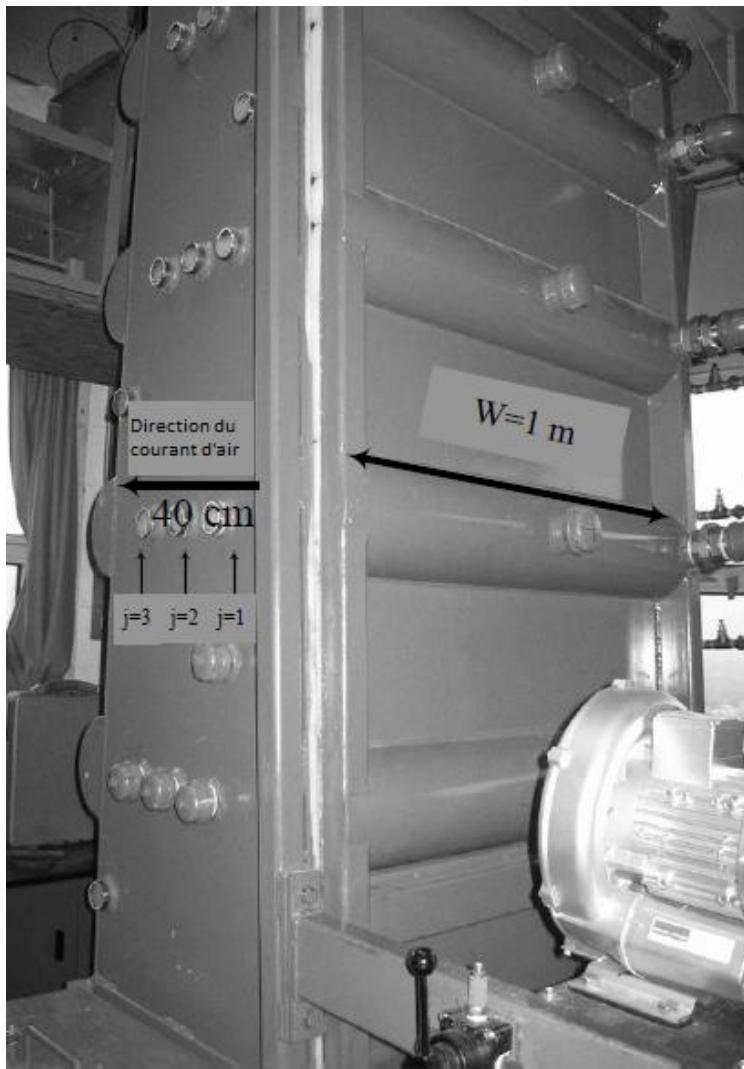


Figure 4-2 Usine pilote du bio-séchage vertical en continu

4.1.2 Prise de données

4.1.2.1 Prise de données en ligne

Plusieurs sondes expérimentales ont été installées pour permettre la prise de données en ligne. Douze sondes ont été introduites à l'intérieur du réacteur. Ces sondes permettent de prendre la température de la matrice et la pression (Dwyer Instrument Inc., USA). De l'instrumentation dans les conduits d'aération a été installée pour prendre le débit d'air, la température et le taux d'humidité relative à l'entrée et pour chaque section à la sortie (HMW60U/Y, Vaisala, Helsinki, Finlande). De plus, les différents courants d'air à la sortie sont mélangés et les concentrations de dioxyde de carbone (MSA Instrument Division, Ultima gas monitor, É-U) et d'oxygène (Oxymat

61 appareils, Siemens Inc., É-U) sont analysées. Ces données ont été prises à un intervalle de 8 minutes à l'aide de LabView (LabView 8.0.1, National Instrument Inc., É-U).

4.1.2.2 Prise de données hors ligne

Une multitude de ports d'échantillonnage ont été installés sur le réacteur et permettent de 1) vérifier les données expérimentales prises en ligne, 2) d'extraire des échantillons de gaz et de solide pour des analyses ne pouvant être faites en ligne et 3) d'être un moyen d'accès advenant l'échec du système de prise de données en ligne.

4.1.2.2.1 Taux de siccité

Le taux de siccité est une donnée importante de la phase expérimentale. À chaque jour d'expérimentation, 16 échantillons de la matrice ont été pris, deux échantillons de la boue fraîche, deux échantillons de débit de sortie et douze provenant des ports d'échantillonnage. Chaque échantillon, ayant un poids humide d'environ 150 g, était pesé, séché à 105°C pendant une durée de 23h, puis pesé de nouveau. La différence des deux poids indique la masse d'eau de l'échantillon.

4.1.2.2.2 Valeur calorifique sèche

La valeur calorifique sèche a été mesurée à l'aide d'une bombe calorimétrique à oxygène (Parr Instrument Company, Illinois, USA). Les échantillons ont été préparés par un séchage au four, puis broyés et comprimés en tablette de 1g.

4.1.3 Boue mixte

Les tests ont été effectués sur une boue du traitement des eaux d'une usine de pâtes et papiers mécanique de l'Est du Canada. La boue mixte a un ratio de 45/55% de boue primaire et secondaire sur une basse sèche. Les boues collectées à l'usine étaient acheminées vers Montréal sur une durée de plusieurs jours dans des barils de plastique scellés de 25 gallons. La boue arrivait à l'usine pilote dans des conditions anaérobiques, facilement identifiables par l'odeur dégagée à l'ouverture des barils. Pour limiter la dégradation des échantillons, une partie des barils étaient entreposée dans une chambre froide, soit une température d'environ 4°C. Les barils étaient sortis de la chambre froide et gardés à la température de la pièce de 2 à 7 jours avant leur utilisation, dans des conditions anaérobiques.

4.1.4 Paramètres expérimentaux

Trois paramètres ont été étudiés : le temps de séjour, le taux de recyclage et le débit d'air. Les débits d'air ont soit été fixés avant le début de l'expérience, soit ajustés pour obtenir un taux d'humidité fixe à la sortie du réacteur. Les débits de sorties, d'entrée et de recyclage étaient, d'après la masse sèche de solide, fonction de la masse humide et du taux d'humidité de la boue.

Le programme expérimental est divisé en deux ensembles d'expériences. La première série, les essais 1 à 8, suit la méthode expérimentale et consiste en 8 expériences suivant les conditions suivantes : un débit d'air de 28 ou 34 m³/h, un taux de recyclage de 15 ou 30% et un temps de séjour de 4 ou 8 jours. Ces valeurs suivent les recommandations de Roy et al. pour l'obtention d'un réacteur de bio-séchage batch économiquement intéressant (Roy, 2006).

La deuxième série, les essais 9 à 12, a comme but de tester la possibilité de contrôler le procédé avec des données ne provenant pas de sonde à l'intérieur de la matrice de boue. Il s'agit d'utiliser le taux d'humidité des courants d'air sortant pour déterminer le débit d'air entrant dans chaque section. Ces expériences ont été faites avec un taux de recyclage de 30%, un temps de séjour de 6 jours et des débits d'air contrôlés par le taux d'humidité à la sortie. Les taux d'humidité étaient contrôlés à 85% ou 96% pour les deux sections du bas et pour les deux sections du haut.

Tableau 4-1 Protocoles d'expérimentation selon les paramètres d'opération

Essai	Cas	Temps de séjour (jours)	Taux de recyclage (%)	Débit d'air (m ³ /h) [Débit d'air par section]	humidité relative cible - haut (%)	humidité relative cible - bas (%)
1		4	15	34		
2	1	4	15	28		
				[7;7;7;7]		
3		4	30	28		
4		4	30	34		
5		8	15	34		
6	2	8	15	28		
				[7;7;7;7]		
7		8	30	28		
8		8	30	34		
9	3	6	30	75	85	85
				[26;5;26;18]		
10		6	30	55	85	96
11		6	30	64	96	85
12	4	6	30	34	96	96
				[16,5;8;14;7]		

4.1.4.1 Taux de recyclage

Une partie de la boue mixte sortant du séchoir est recyclée avec l'entrée de boue fraîche. Ce recyclage de boue a comme objectif d'améliorer la condition pneumatique dans la matrice et potentiellement de réduire le temps de latence des microorganismes thermophiles. Contrairement aux expérimentations de Frei et Roy, qui utilisaient de l'écorce comme agent gonflant, l'utilisation de boues permet une meilleure homogénéisation de la matrice. Le mélange des boues recyclées et fraîches a été fait sur une base sèche, utilisant les résultats de siccité de la veille. Le mélange était fait manuellement dans un contenant avant d'être alimenté.

4.1.5 Résultats expérimentaux

Les résultats expérimentaux les plus significatifs de quatre des douze essais sont présentés dans le tableau 4-2. On peut voir que plus le temps de séjour est grand, plus le taux de siccité final est élevé. Puisque le volume du réacteur est fixe pour toutes les expériences, le temps de séjour affecte le débit de boue qui est chargé et déchargé à chaque jour. Le 1^{er} cas, avec le temps de résidence le plus court, soit de 4 jours, est l'essai qui obtient le plus d'évaporation d'eau, avec 34% plus d'évaporation que le cas le plus proche. Ceci pourrait être expliqué par le fait que plus la boue est sèche, plus il est difficile de l'assécher. Ceci entre en jeu par le fait que la boue avait une siccité initiale plus faible que dans les autres tests et que son temps de séjour plus court, pour un volume fixe, traite plus de boue que dans les autres cas.

Tableau Résultats expérimentaux de l'usine pilote

	Symboles et formules	Cas 1	Cas 2	Cas 3	Cas 4
Temps de séjour (jours)	TS	4	8	6	6
Siccité initiale après recyclage	$W_{ms,i}$	37%	41%	41%	41%
Siccité finale	W_{msfi}	45%	54%	47%	51%
Débit massique entrant (kg humide/jour)	$\dot{m}_{L,h.}$	146,2	73,1	97,5	97,5
Débit massique sec initiale (Kg sec/jour)	$\dot{m}_{L,sec} = \dot{m}_{L,h.} * W_{ms,i}$	54,1	30,0	40,0	40,0
Perte de carbone (%)	$C_{lost}(x) = C_{lost}(4) * TS(x) / TS(4)$	4,4%	8,7%	6,5%	6,5%
Débit massique consommé (kg/jour)	$\dot{m}_{cons,sec} = \dot{m}_{L,sec} * C_{lost}$	2,4	2,6	2,6	2,6
Débit massique sortant total (kg humide/jour)	$\dot{m}_{out,h} = (\dot{m}_{L,sec} - \dot{m}_{cons,sec}) / W_{msfi}$	115,0	50,7	79,5	73,3
Débit massique sortant d'eau (kg/jour)	$\dot{m}_{f,water,out} = \dot{m}_{out,h} * (1 - W_{msfi})$	63,25	23,3	42,1	35,9
Débit massique d'eau évaporé (kg/jour)	$\dot{m}_{f,water,evap} = \dot{m}_{L,h.} - \dot{m}_{cons,sec} - \dot{m}_{f,water,out}$	28,9	19,8	15,4	21,6
Pourcentage d'eau évaporé	$\%_{evap} = \dot{m}_{f,water,evap} / (\dot{m}_{L,h.} - \dot{m}_{L,sec})$	31%	46%	27%	38%
Consommation spécifique d'énergie biologique (kJ/kg eau)	$E_{bio,eau} = HHV * \dot{m}_{cons,sec} / \dot{m}_{f,water,evap}$	1076	1737	2237	1592

4.2 Analyse des résultats expérimentaux

Le cas ayant eu le plus faible taux d'évaporation est le cas 3, qui à le débit d'air le plus élevé des expériences. À plusieurs reprises, il a été observé, dans la première section du haut, que la température diminue aux alentours de 13°C, par l'énergie latente d'évaporation de l'eau. Cette faible température diminue le potentiel d'évaporation de l'air et inhibe la croissance des microorganismes mésophiles. L'analyse des résultats a démontré que, généralement, les sections

du haut du réacteur (1 et 2) ne représentent que 25-35% de l'évaporation et les sections du bas, 3 et 4, représentent 65-75% de l'évaporation. Ce phénomène est largement dû au fait que la chaleur biologique est dominante par rapport à la chaleur de convection et d'évaporation dans les compartiments du bas.

Des différences entre la boue utilisée à l'usine pilote et la boue fraîche sur le site d'une usine ont possiblement diminué les performances du réacteur. Le transport dans les barils entre l'usine de P&P et l'usine pilote s'est fait sur une durée de plusieurs jours et les barils ont ensuite été entreposés dans une chambre froide. Ceci fait en sorte que la boue alimentée était à une température ambiante et contenait peu d'activité biologique aérobie. Ces propriétés sont différentes de celles de la boue sortant de la déshydratation mécanique de l'usine à une température de 35-45°C et contenant une faune active de bactérie. La littérature démontre que certains procédés de bio-séchage peuvent atteindre des températures de 55°C entre 12 et 24 heures (Zhao, 2010) (Innoventé, 2010). En revanche, la température dans l'usine pilote avait tendance à décroître durant la première journée, de par la faible activité microbienne et la chaleur latente d'évaporation. De plus, l'usine pilote ne dispose pas d'échangeur de chaleur pour chauffer l'air entrant avec l'air sortant. La génération de chaleur et l'évaporation d'eau donneraient de meilleurs résultats avec une boue fraîche acclimatée et un échangeur de chaleur/condensateur pour chauffer l'air entrant. Des résultats semblables pourraient être obtenus en un temps plus court, hypothétiquement en un jour de moins.

4.2.1 Bilan d'énergie et de masse d'eau

Le bilan de masse de l'eau et le bilan d'énergie des cas présentés au tableau 4-2 sont présentés dans l'annexe 1. Les deux bilans ont montré la précision de l'acquisition de données et la fiabilité du processus de bio-séchage.

4.3 Mise à l'échelle du réacteur

La mise à l'échelle est une étape importante, où chacun des procédés unitaires et dimensions du réacteur doivent être considérés individuellement. La mise à l'échelle a été faite à l'aide d'analyse d'ordre de grandeur, des résultats expérimentaux et de la littérature. Le principe d'opération, ainsi qu'un schéma de celui-ci, sont présentés à la section 4.1 de l'annexe 1.

4.3.1 Dimension du réacteur

4.3.1.1 Hauteur

La hauteur du réacteur est limitée par l'effet de compactage de la boue dans le bas du réacteur et par la pression statique de la boue au-dessus de celle-ci. Trop de compactage peut affecter la circulation d'air dans la matrice, en créant des chemins préférentiels. Cependant, les données expérimentales donnent de faibles pertes de pression dans le réacteur, de l'ordre de 1,4 kPa, ce qui laisse présumer un faible impact sur la circulation d'air. Cette faible perte de pression est dûe principalement à deux phénomènes : 1) le compactage fait augmenter la perte de pression, 2) la boue au bas du réacteur, qui est la plus affectée par le compactage, est plus sèche, ce qui a pour effet d'augmenter sa porosité et sa résistance au compactage. Ces deux effets agissant en sens contraire limiteraient les effets l'un de l'autre (Navaee-Ardeh S. B., A 2-D Distributed Model..., 2011). Ceci serait un avantage de la conception avec un débit vertical, vers le bas, de la boue. Cependant le chargement excessif de boue, par un réacteur trop haut, pourrait annuler les effets de la porosité et créer des problèmes de circulation, par exemple des écoulements préférentiels. L'observation de marqueurs a permis de constater le compactage de la boue à travers un mur transparent du réacteur. Lorsque des copeaux de bois, qui ont une meilleure résistance au compactage, sont considérés, Van Loo suggère une hauteur maximale de 10 m (Van Loo, 2008). Une hauteur de 2 m n'ayant pas semblé causer de problème, cette hauteur pourrait être augmentée à 5 m. Ce qui est similaire à la hauteur du réacteur de compostage ayant une aération passive (VCU Technology, 2010).

4.3.1.2 Longueur

La longueur du réacteur, dans la présente configuration, étant la distance entre l'entrée et la sortie du débit d'air, est limitée par la capacité de cet air à évaporer l'eau de la boue sur toute la longueur. Cette distance devrait être la plus grande possible, tout en ayant, à la sortie, de l'air qui n'est pas saturé. De l'air saturé à la sortie serait un signe que la boue la plus proche de la sortie n'est pas séchée ou, pire, qu'il y a un dépôt d'eau, par condensation. Par conséquence, la longueur est limitée par le transfert de masse et la capacité de rétention d'eau de l'air.

Les données expérimentales ont montré que la boue proche de l'entrée d'air sèche plus vite que celle près de la sortie d'air, parce que l'air se sature rapidement dans la matrice. Ceci pourrait

créer une irrégularité de siccité dans la décharge. Cependant, l'augmentation graduelle de la température de l'air entre l'entrée et la sortie augmente la capacité de l'air à évaporer l'eau au fur que l'air se réchauffe dans le réacteur. L'air saturé qui augmente de température n'est donc plus à saturation et peut évaporer une quantité additionnelle d'eau. Par contre, la température de la matrice ne peut excéder 65°C, la limite des microorganismes thermophile, ce qui doit être pris en compte.

À partir des données expérimentales sur l'usine pilote, Navaee-Ardeh limite la longueur à 1,2 à 2 m. Cependant selon la littérature, plusieurs procédés de bio-séchage ont des dimensions dans le sens du courant d'air supérieures à 2 m, dont le Biodryer de Wright Environmental (3m) (Wright Tech Systems Inc, 2006) et la technologie Stabilat de Herhof (environ 3 m). La longueur du réacteur sera fixée à 3m. Il est cependant à noter que ceci devrait être étudié plus en détail avant l'implantation d'une usine pleine échelle.

4.3.1.3 Largeur

Le démarrage de l'usine pilote a démontré l'effet d'un temps de séjour inégal dans le sens de la largeur. Une mauvaise conception du système de décharge a créé, pour ce qui aurait du être un temps de séjour 4 jours, un temps de séjour variant de 2 à 11 jours dans la direction de la largeur. Les limites du système de décharge correspondent donc à une limite de conception pour la largeur.

Un système de décharge à vis est suffisant pour une usine pilote de 1m, mais ne serait pas pratique pour une largeur au-delà de 10 m. D'autres types de système de décharge sont possibles pour une largeur de 20 à 30 m. Van Loo recommande un système de convoyeurs à barres coulissantes ou de plancher coulissant pour le stockage de biocarburant (Van Loo, 2008). La décharge par plancher coulissant fait avancer la matrice dans son intégralité, ce qui serait problématique pour obtenir un temps de résidence uniforme. Le système de convoyeurs à barres coulissantes serait un système de décharge adéquat, qui permettrait d'atteindre une largeur de 20 m (Saxlund International).

4.3.2 Pontage

Le pontage dans la matrice de boue est un problème qui occasionne de la cavitation, qui crée des écoulements préférentiels de l'air. Ceci peut faire en sorte que des parties de la boue ne reçoivent

aucun air frais et progressent en mode anaérobique. Le mode anaérobique est indésirable puisqu'il permet la formation de méthane et réduit l'évaporation d'eau. Le pontage est causé par la friction entre la biomasse et les murs du réacteur, qui se propage vers le centre du réacteur. Pour limiter la friction, et donc le pontage, du polyéthylène à poids moléculaire ultra élevé est appliqué sur les murs internes du réacteur. Le pontage et la cavitation devraient être limités avec une bonne conception du système de décharge et une réduction de la friction.

4.3.3 Contrôle de la pollution

Dans ce procédé biologique aérobie, les niveaux d'odeur du bio-séchage sont plus acceptables que ceux dégagés par un procédé anaérobique. Des échantillons d'air provenant de la sortie de l'usine pilote ont été analysés par un spectroscope infrarouge de Fourier (FTIR) et aucune trace de contaminants odorant a été détectée (Navaee-Ardeh S. , 2010). Il n'y a aucun système de traitement des effluents gazeux sur l'usine pilote, mais il serait recommandé d'en inclure un dans un réacteur plein échelle.

Le débit d'air sortant, ayant passé par un échangeur de chaleur, aurait condensé une large portion de l'eau évaporée et serait utilisé comme débit d'air entrant dans la chaudière de combustion. Lorsque ceci n'est pas possible, différentes technologies sont disponibles. Le bio-filtrage serait la technologie favorisée pour sa simplicité et ses faibles coûts en capital et d'opération (Wright Environmental Management Inc.). Le bio-filtrage est utilisé par Écodeco pour ses usines de bio-séchage à Londres et à Milan, et par l'usine de traitement des eaux usées Mill Creek Ravine à Edmonton.

Des tests devront être effectués pour déterminer la qualité de l'eau condensée. Il sera important de déterminer les charges en particules et en molécules biologiques en suspension, enfin de déterminer si l'eau condensée doit être traitées avant d'être retournée à l'effluent source.

4.3.4 Consommation électrique

La consommation électrique du bio-séchoir, pour une usine traitant 200 tonnes/jours de boue à une siccité de 37%, pendant 3 jours, est de 11 200 kWh/jour. Ceci inclut les convoyeurs, le système de décharge et les souffleuses. L'électricité nécessaire pour les souffleuses, qui représentent environ $90\ 000\text{m}^3/\text{h}$ d'air et environ 80% de la demande, provient d'une équation

empirique pour des souffleuses à déplacement positif avec une hausse de pression d'un mètre d'eau (James A. Mueller, 2002).

Tableau 4-2 Consommation électrique pour le bio-séchage traitant 200 tonnes/jour

	kWh/jour
Convoyeurs	100
Souffleuses	8 950
Planchers coulissants	2160
Totale	11 210

4.4 Synthèse

Dans le but d'effectuer la mise à l'échelle et de déterminer les conditions d'opération d'un procédé de bio-séchage vertical en continu, des tests ont été effectués sur une usine pilote. L'analyse des résultats a montré que la production de chaleur par l'activité biologique est un facteur prépondérant pour maximiser le taux d'évaporation. L'utilisation de boue chaude sortant des procédés mécaniques de déshydratation et dont les microorganismes sont acclimatés, aurait été plus représentative et efficace que les essais avec les boues fournies. Les résultats obtenus auraient pu être produits dans un délai plus court. La mise à l'échelle de l'usine pilote a été obtenue et est présentée dans le tableau suivant :

Tableau 4-3 Sommaire de la mise à l'échelle du procédé de bio-séchage vertical en continu

	Usine pilote	Usine mise à l'échelle
Hauteur (m)	2,5	5,0
Largeur (m)	0,4	3,0
Profondeur (m)	1,0	20,0
Volumes (m³)	1,0	300,0
Système de décharge	Vis	Planchés coulissants
Contrôle des polluants gazeux	Aucun	Combustion dans la chaudière ou bio-filtre

Il est important de prendre en compte que des incertitudes sur la largeur du réacteur après mise à l'échelle demeurent et que plus d'expérimentations seraient nécessaires afin de déterminer la largeur limite.

Chapitre 5 **MODÈLE DE L'ANALYSE DE LA CHAUDIÈRE**

5.1 **Objectifs**

Dans le but de déterminer les avantages économiques du bio-séchoir, les effets économiques et techniques doivent être connus. Puisque la boue séchée est utilisée comme carburant solide, il est important d'avoir un modèle qui puisse prédire la génération de vapeur produite par une chaudière, une chaudière à lit fluidisé dans le présent cas. Il faut particulièrement tenir compte de l'effet du taux d'humidité des carburants sur l'efficacité de la chaudière.

Dans le but d'avoir un modèle qui puisse être transmis facilement à différentes usines, celui-ci a été créé sur Excel.

5.2 **Architecture du modèle**

Le modèle technico-économique est subdivisé en quatre parties : les données provenant d'une usine, le modèle technique, qui comprend un modèle du séchoir et un modèle de la chaudière à lit fluidisé, un modèle économique et un ajustement de l'efficacité. La figure 5-1 présente un schéma du modèle technico-économique.

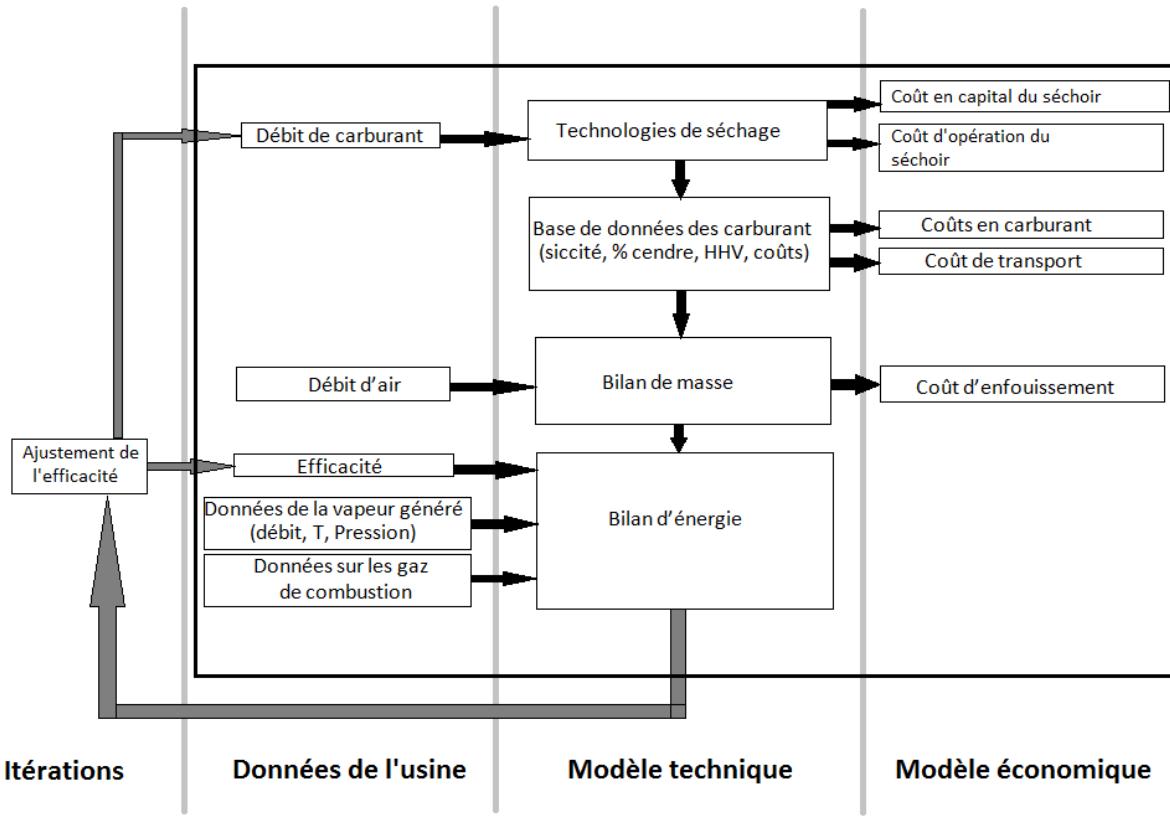


Figure 5-1 Schéma de l'architecture du modèle technico-économique

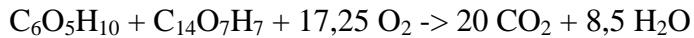
5.3 Modèle technique

Une liste des différents carburants est élaborée à partir des données de l'usine. Le taux d'humidité, le taux de siccité, le pourcentage de cendre, la valeur calorifique élevée et le coût de chaque carburant sont connus. Les débits de carburant pour les cas de base de chaque usine sont aussi connus. Les débits de carburants solides peuvent être envoyés directement à la chaudière ou à une technologie de séchage.

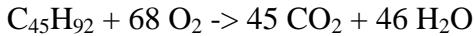
Deux technologies de séchage sont disponibles : le séchoir rotatif et le bio-séchage. À partir du volume de carburant à sécher et des caractéristiques d'opération du séchoir, les caractéristiques du carburant séché sont modifiées. Le séchage affecte le taux d'humidité et le taux de siccité, de plus, dans le cas du bio-séchage, la valeur calorifique élevée diminue.

Un bilan de masse est calculé à partir des débits d'air et de carburant envoyés à la chaudière. Trois réactions sont prises en compte : La combustion de biomasse, celle de gaz naturelle et celle d'huile de combustion '*bunker C*'. Les combustions sont considérées complètes. La combustion

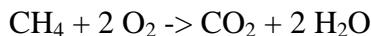
de la biomasse est approximée par la combustion d'une molécule de cellulose et d'une molécule de lignine;



La combustion de l'huile de chauffage est approximé par;



Et la formule de la combustion du gaz naturel;



Un bilan d'énergie est effectué à partir des capacités calorifiques des courants d'entrée et de sortie, de leurs températures et de l'énergie de combustion. L'énergie de combustion est calculée à partir des débits de carburant et de leurs valeurs calorifiques élevées. Les pertes de chaleur vers l'environnement sont estimées à 2% de l'énergie libérée par la combustion.

Le cas de base de l'usine nous donne la température, la pression et le débit de la vapeur entrant et sortant de la chaudière. Les caractéristiques de la vapeur produite représentent les besoins de l'usine et doivent être maintenues constant pour toute variation de carburant. L'enthalpie de la vapeur est déterminée à partir de bases de données à l'aide de la pression et la température. L'énergie nécessaire pour produire cette vapeur peut donc être calculée. Par la suite, l'efficacité de la chaudière peut être déterminée selon les équations suivantes :

$$\text{Entrée} + \text{Générée} = \text{Sortie} + \text{Vapeur} + \text{Perte}$$

Où Entrée représente l'énergie calorifique des débits d'entrée, Générée représente l'énergie libérée par la combustion, Sortie représente l'énergie calorifique des débits de sortie, Vapeur représente l'énergie nécessaire à la génération de vapeur dans l'usine et Perte représente la perte d'énergie vers l'environnement.

L'efficacité est définie comme :

$$\text{Efficacité} = \text{Vapeur} / \text{Générée}$$

$$\text{Efficacité} = \text{Vapeur} / \text{Générée} = 1 - ((\text{Perte} + \text{Out} - \text{In}) / \text{Générée})$$

5.4 Ajustement de l'efficacité

La génération de vapeur d'une chaudière peut être affectée par plusieurs paramètres, comme la température dans la chaudière, des changements du mélange de carburant et des changements sur le débit de gaz d'échappement. Avec le séchage de la boue, il y a une réduction de la quantité d'eau dans la chaudière, qui fait augmenter la température et réduire le débit de gaz d'échappement. Le transfert d'énergie du gaz d'échappement vers la vapeur devra donc être ajusté pour prendre en compte les changements de débit et de caractéristiques des carburants.

L'ajustement de l'efficacité est une itération de l'efficacité globale de transfert de chaleur à partir de l'efficacité initiale provenant des données de l'usine. La section 2.2 de l'article en Annexe 2 présente le modèle technique et le raisonnement pour la séparation de la centrale thermique en une chambre de combustion et un échangeur de chaleur. La combustion des carburants se fait dans la chambre de combustion. Le gaz d'échappement est par la suite envoyé dans divers échangeurs de chaleur pour récupérer l'énergie du gaz. Ces échangeurs de chaleur sont modélisés comme un seul échangeur de chaleur. Les caractéristiques de l'échangeur de chaleur sont déterminées à partir des données initiales de l'usine. L'efficacité de la chaudière est modifiée pour que les caractéristiques de l'échangeur de chaleur correspondent aux valeurs initiales.

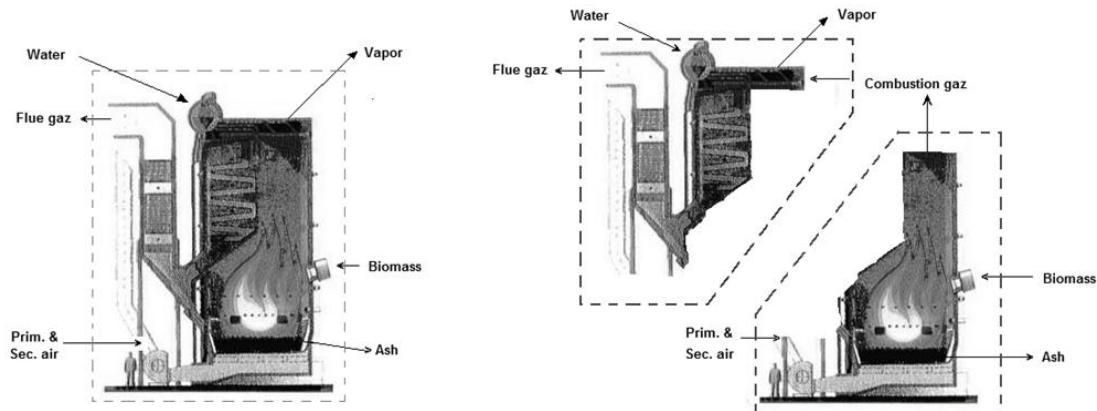


Figure 5-2 Séparation de chaudière en chambre de combustion et en échangeur de chaleur

5.5 Modèle économique

Les coûts en capital et d'opération du séchoir sont calculés à partir du volume de carburant à sécher et des caractéristiques d'opération du séchoir. Les coûts d'opération de la chaudière affectés par les changements des carburants sont pris en compte. Ceci inclus les coûts de transport des boues d'une usine à une autre, les coûts d'enfouissement de cendre et de boue et les coûts des différents carburants.

Chapitre 6 SÉCHOIR

Enfin de démontrer la viabilité du bio-séchage, il est important de démontrer que la technologie fonctionne, mais aussi qu'elle est économiquement viable. Une nouvelle technologie doit démontrer qu'elle est rentable pour l'usine, en plus d'être compétitive face à des technologies semblables. Pour ce faire, trois informations sont nécessaires : le coût d'investissement nécessaire à la conception et à la construction des réacteurs, les coûts d'opérations, ainsi que l'effet qu'aura cette technologie sur les opérations existantes. La section 2.3 de l'annexe 2 présente les coûts d'opération et de capital pour le bio-séchage, mais aussi pour le séchoir rotatif pour pouvoir comparer ces deux technologies. Le séchoir rotatif a été choisi comme technologie de comparaison puisqu'il s'agit d'une technologie très utilisée pour le séchage de biomasse, vu son faible coût en capital.

6.1 Efficacité de bio-séchage

Les caractéristiques des boues ayant été séchées par le bio-séchage à pleine échelle doivent être incluses dans le modèle technico-économique. À partir des données expérimentales et des gains en performance présumés, liés à l'utilisation de boue acclimatée et chaude (voir 4.2 Analyse des résultats expérimentaux), un modèle empirique de l'efficacité du bio-séchage a été produit. Celui-ci a comme variables entrantes : le temps de séjour, le taux de recyclage de boue (% massique sec), le débit d'air et la siccité initiale de la boue. Les variables de sortie sont la siccité finale et la perte de valeur calorifique de la boue.

6.2 Séchage économique

Le séchage économique est un concept où l'opération du séchoir n'est pas nécessairement le plus rentable pour des paramètres qui permettent le meilleur taux de séchage. Un séchage plus rapide, qui évapore moins d'eau, mais nécessite moins de coûts d'opération et de coûts en capital, pourrait avoir des avantages économiques. Ceci est particulièrement important pour un procédé où le temps de séjour peut varier de 3 à 14 jours, ce qui a un effet important sur les coûts de capital et d'opération. Une analyse technico-économique est donc nécessaire pour déterminer les paramètres d'opération qui offrent le rendement optimum.

Le réglage du bio-séchage qui offre le meilleur retour sur investissement est : un temps de séjour de 3 jours, un taux de recyclage de 15% et un débit d'air de $28 \text{ m}^3 \text{ d'air/h/m}^3$ de réacteur. Les conditions d'opération ont été obtenues grâce aux analyses technico-économiques présentées dans les sections suivantes. Pour le débit d'air, il s'agit du débit le plus faible. Ce temps de séjour et le taux de recyclage retenus minimisent le temps de résidence, donc le volume nécessaire pour le réacteur, ce qui minimise ainsi les coûts en capital.

6.3 Étude de cas

Trois usines ont été prises comme cas pour l'étude. Il s'agit de trois usines de l'est du Canada. Chaque usine a ses particularités qui la distinguent des autres. L'usine A brûle ses boues dans un lit fluidisé avec de l'écorce et du bunker C, un type d'huile de chauffage. L'usine B brûle elle aussi ses boues dans un lit fluidisé, mais elle n'utilise aucun carburant fossile. L'usine B a aussi la possibilité de recevoir les boues humides d'usines avoisinantes. L'usine C produit de la boue avec une faible siccité de 28%, ce qui ne la rend impropre à la combustion. Aussi, l'usine n'a pas de chaudière pour la combustion de biomasse humide. La boue est envoyée au dépotoir. Si elle était séchée, elle serait disposée sous forme de granules et envoyée à une usine avoisinante pour être brûlée (usine C').

Tableau 6-1 Caractéristiques des études de cas

Caractéristiques	Usine A	Usine B	Étude de cas C	
			Usine C	Usine C'
Boue mixte (tonne humide/jour)	125	240	200	
Siccité de la boue mixte	35%	35%	28%	
Débit d'écorce à la chaudière (tonne humide/jour)	720	500	-	720
Débit de boue de désencrage à la chaudière (tonne humide/jour)	-	560	-	-
Débit d'huile de chauffage à la Chaudière (barils/jour)	300	-	-	200
Type de Chaudière pour la combustion de biomasse	Lit fluidisé	Lit fluidisé	Aucune	Lit fluidisé
Disposition des boues mixtes actuelle	Combustion	Combustion	Dépotoir	
Autres informations	-	Possibilité de recevoir des boues mixtes d'usine avoisinante	Usine C n'a pas la capacité de brûler la boue mixte Transport de l'usine C vers un lit fluidisé (Usine C')	

6.4 Coût d'investissement du bio-séchoir

Vu les limites du dimensionnement du réacteur de bio-séchage, plusieurs réacteurs seront disposés en parallèle. Ceci limite grandement les économies d'échelle généralement obtenues dans la conception de réacteurs de plus grande taille. Ceci est observable dans les coûts totaux pour les différentes usines.

Tableau 6-2 Coûts d'investissement du bio-séchage vertical continu

	Coût (\$ CDN)		
	Usine A	Usine B	Usine C
Nombre de réacteurs en parallèle	3	5	4
Coûts directs			
Réacteur de bio-séchage	514 000	861 000	686 000
Souffleuses et tuyauterie	625 000	1 000 000	832 000
Manutention	1 128 000	1 560 000	1 344 000
Instrumentation et control	217 000	344 000	280 000
Sous-total des coûts directs	2484 000	3 765 000	3 142 000
Coûts indirects			
Gestion, ingénierie et construction	373 000	565 000	471 000
Imprévu (10%)	248 000	377 000	314 000
TOTAL PROJET (Coût en 2004)	3105 000	4 706 000	3 928 000
Index d'inflation Nelson-Farrar (2004 à Oct 2010)	1,28	1,28	1,28
TOTAL PROJET	3 974 000	6 270 00	5 280 000

Étant donné que les valeurs des coûts proviennent d'analyses datant de 2004, qui ont été adaptées pour le bio-séchoir vertical en continu, il est nécessaire de prendre en compte l'augmentation des coûts due à l'inflation. Pour ce faire, l'indice Nelson-Farrar pour l'industrie du raffinage a été utilisé; 1833.6 pour 2004 et 2362.2 pour octobre 2010.

6.5 Coût d'opération du bio-séchoir

Les coûts d'opération du bio-séchoir sont divisés en trois catégories : les employés, les coûts d'électricité et les coûts de maintenance. Les coûts de maintenance sont estimés à 2% du coût en capital. Le procédé étant continu et automatisé, peu de personnel est nécessaire à son

fonctionnement. L'attention d'un opérateur pourrait donc être divisée entre le bio-séchage et d'autres procédés. Les coûts électriques sont majoritairement pour les souffleuses et la manutention de la biomasse.

Tableau 6-3 Coûts d'opération du bio-séchoir vertical continu

(\$/an)	Usine A	Usine B	Usine C
Operateur	40 000	40 000	40 000
Électricité	153 000	256 000	170 000
Maintenance	60 000	102 000	82 000
Coûts d'opération annuelle (\$ /an)	253 000 \$	398 000 \$	292 000 \$

6.6 Impact sur les coûts pour les lits fluidisés

Une augmentation de l'efficacité de la chaudière représente des économies importantes sur les coûts de carburant. Pour une chaudière réduisant sa consommation d'écories, un carburant économique (usine B), une augmentation de l'efficacité de 1% représente des économies de 150 000 à 190 000\$/an. Pour une chaudière brûlant de l'huile de chauffage (usine A et C), une augmentation de l'efficacité de 1% représente des économies pouvant aller jusqu'à 800 000\$/an. Il est donc facile de voir pourquoi l'efficacité est si importante pour maximiser la rentabilité du procédé.

6.7 Synthèse du modèle

Suite à la mise à l'échelle du bio-séchoir en une conception modulaire, un modèle du coût en capital et des coûts d'opérations a été élaboré. Le modèle pour les coûts a été intégré au modèle de la chaudière et du bio-séchage pour obtenir le modèle technico-économique. L'analyse technico-économique a déterminé que le processus était plus rentable pour un court temps de séjour, soit de 3 jours. Le modèle sera donc appliqué sur des études de cas.

Chapitre 7 RÉSULTATS : APPLICATION DU MODÈLE À TROIS ÉTUDES DE CAS

L'application du bio-séchage permet d'augmenter le pouvoir calorifique inférieur de la boue mixte, et ainsi de réduire la consommation du carburant d'appoint dans le cas où la production de vapeur doit être constante.

7.1 Consommation de l'usine A

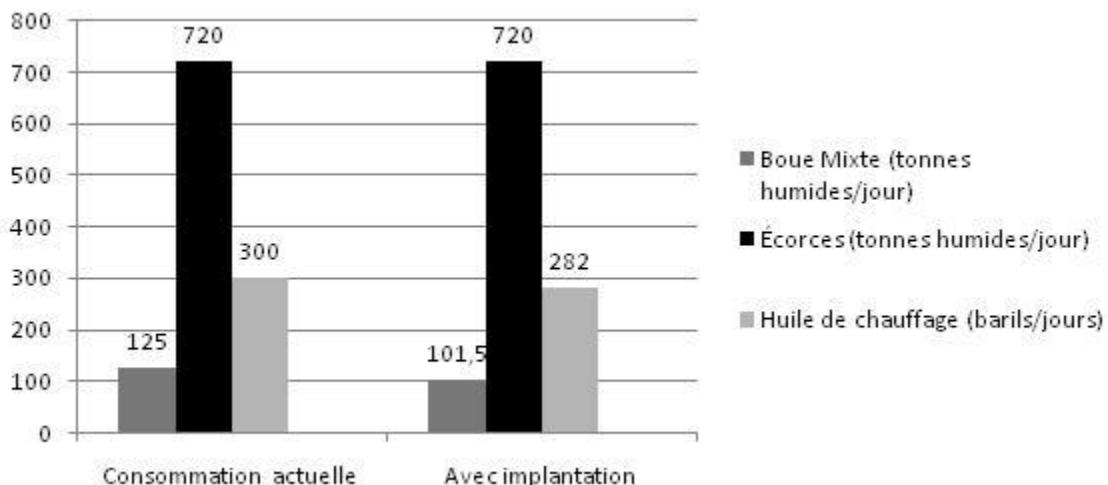


Figure 7-1 Comparaison des consommations de carburant pour l'usine A

La diminution du débit de boue mixte s'explique par l'évaporation d'eau grâce au bio-séchage. La consommation d'huile de chauffage a été réduite de 18 barils par jour. Il est important de prendre en compte que l'énergie dans une tonne d'huile de chauffage est de 42 GJ par tonne, alors que l'énergie dans une tonne de boue sèche varie entre 15-18 GJ par tonne sèche.

7.2 Consommation de l'usine B

L'usine B ne consomme aucun carburant fossile durant les opérations normales. L'utilisation du bio-séchage réduira donc la nécessité d'acheter de l'écorce et des copeaux de bois. Ces carburants sont cependant des carburants à faible valeur calorifique et monétaire par rapport au carburant fossile.

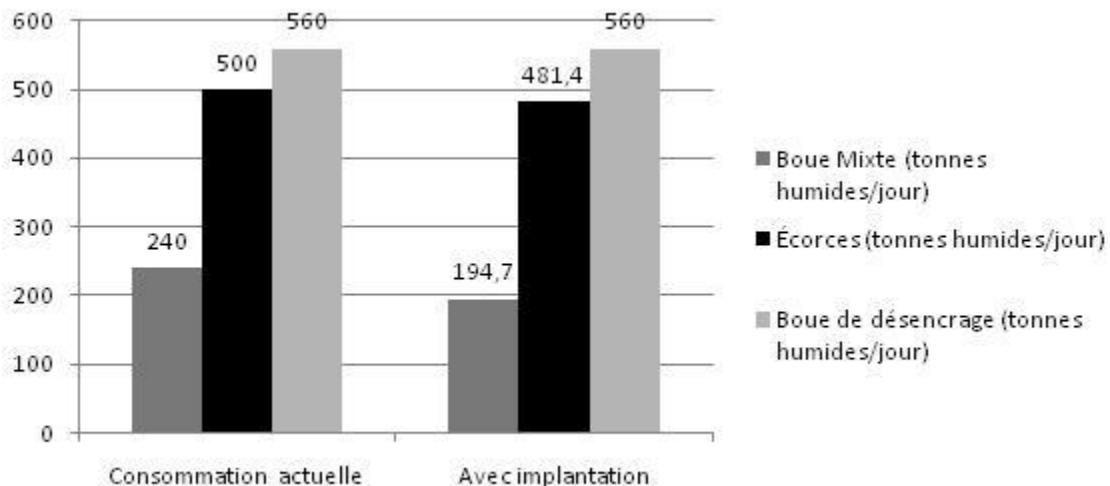


Figure 7-2 Comparaison des consommations de carburant pour l'usine B

7.3 Consommation de l'usine C

La consommation de carburant de la figure 7-3 représente celle de l'usine voisine C', où la boue mixte séchée serait expédiée sous forme de granule. La boue est actuellement envoyée au dépotoir. L'injection de boue humide a pour effet de réduire de moitié la consommation d'huile de chauffage, mais diminue l'efficacité de la chaudière.

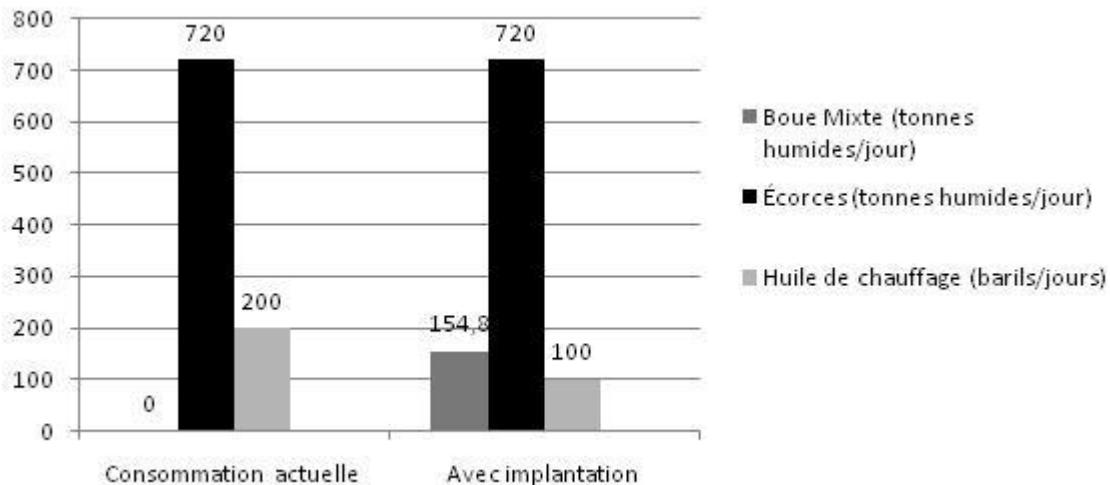


Figure 7-3 Comparaison des consommations de carburant pour l'usine C

7.4 Efficacité de la centrale thermique

L'efficacité de la génération d'énergie est présentée dans le tableau 7-1. L'efficacité augmente pour les usines A et B, soit celles qui brûlent actuellement leurs boues. Pour l'usine C', l'introduction de la boue humide dans la chaudière pour remplacer du carburant fossile fait diminuer l'efficacité d'environ 6%.

Tableau 7-1 Efficacité de la génération d'énergie

	Efficacité actuel	Avec implantation
Usine A	73,4%	74,2%
Usine B	67,8%	69,1%
Usine C'	76,3%	70,1%

7.5 Comparaison entre le bio-séchage et le séchoir rotatif

Un projet tel que le bio-séchage devrait avoir un délai de recouvrement sur investissement inférieur à deux ans pour être considéré rentable dans l'industrie des pâtes et papiers. Le délai de recouvrement de l'investissement peut changer d'une usine à l'autre d'après les contextes particuliers à chaque usine, surtout lorsqu'on considère qu'il s'agit d'une nouvelle technologie.

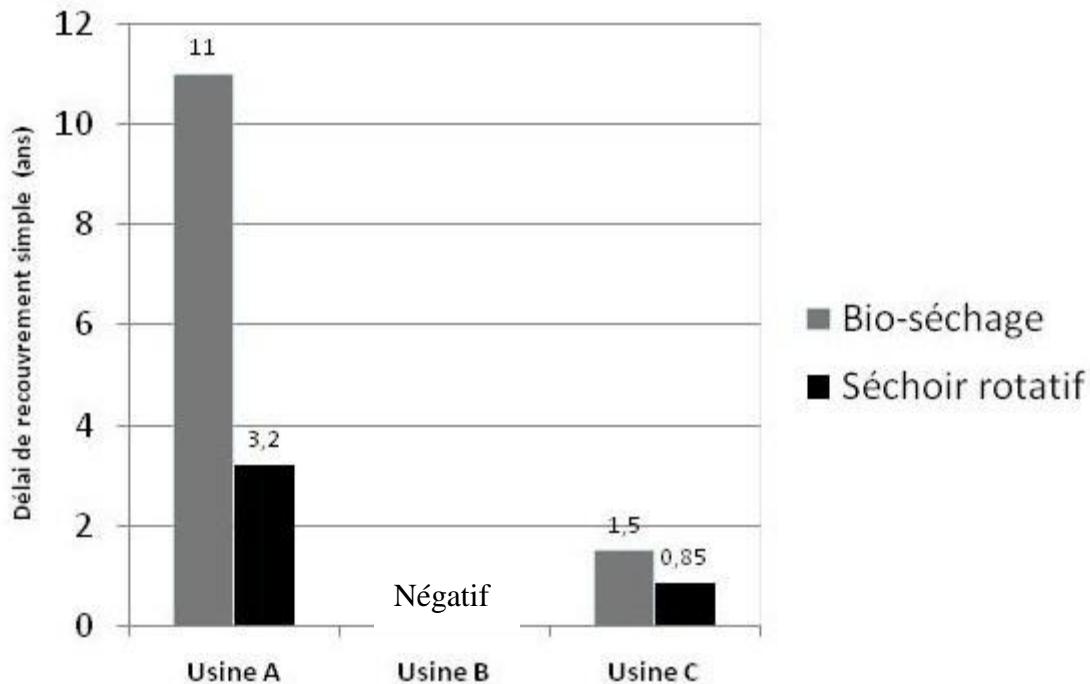


Figure 7-4 Délai de recouvrement suite à l'implantation d'un séchoir

Les contraintes hydrodynamiques réduisent les économies d'échelle. La construction d'un seul réacteur pouvant traiter toute la boue serait plus économique qu'une multitude de plus petits réacteurs. Cependant, des limitations sur les dimensions du réacteur de bio-séchage en continu ne permettent pas la conception d'un gros réacteur. Le coût en capital du bio-séchage est 1,5 à 2,6 plus élevé que celui du séchoir rotatif. Cependant les coûts d'opération du bio-séchage sont de 38-64% moins élevés.

7.5.1 Usine A

Le bio-séchage est rentable avec un délai de recouvrement de 11 ans, mais n'est pas intéressant ou compétitif comparativement à 3.2 ans pour le séchoir rotatif. Ceci est dû au fait que ce dernier permet une plus grande économie de carburant fossile et requiert un coût en capital 50% moins élevé.

7.5.2 Usine B

Aucune des deux technologies n'est rentable pour cette usine. Les délais de recouvrement négatifs s'expliquent par l'augmentation des coûts d'opération. Ceci est dû au fait que la consommation des écorces, un carburant à faible coût et non un carburant fossile, est réduite.,.

7.5.3 Usine C

Le bio-séchage et le séchoir rotatif sont rentables et intéressant avec des temps de recouvrements inférieurs à deux ans. Cependant, le séchoir rotatif est plus rentable avec un délai de recouvrement de 0.85 an. La rentabilité des deux procédés s'explique par la réduction de la consommation d'huile de chauffage et par les économies dues à l'arrêt de la mise au dépotoir de la boue, qui représente des frais de 300 000\$ par an. Dans le cas où l'usine C aurait la possibilité de brûler ses boues mixtes sèches, l'arrêt du transport de boue entre les deux usines permettrait des économies additionnelles de 600 000\$ par an. Les coûts en carburant diminuent de 3,5 millions \$/an avec l'implantation du bio-séchage.

7.5.4 Analyse de sensibilité

Une analyse de sensibilité a été effectuée sur différentes variables qui affectent le temps de recouvrement des investissements de l'installation d'un bio-séchoir. Les paramètres ayant le plus grand impact sont les coûts en capital et le prix du baril d'huile de chauffage.

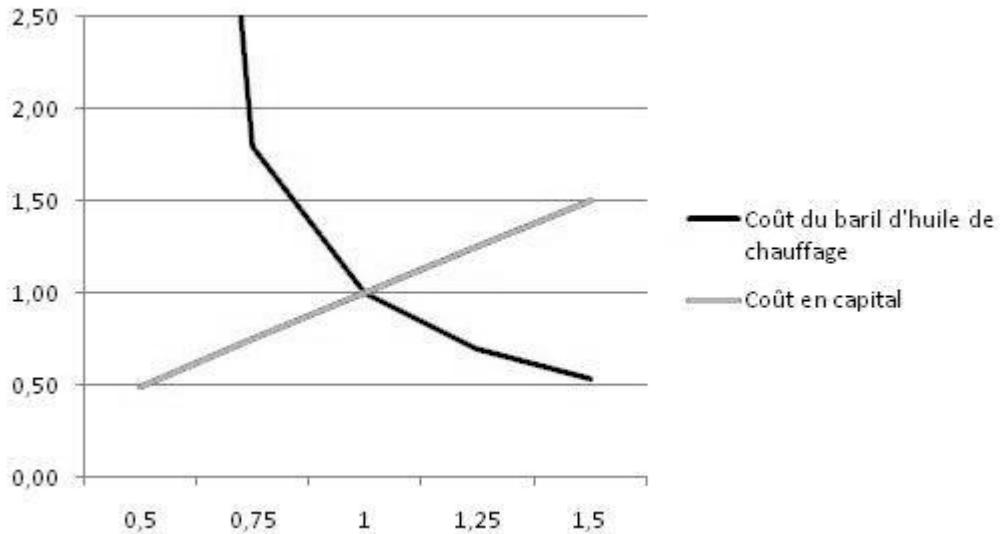


Figure 7-5 Analyse de sensibilité du délai de recouvrement de l'usine A pour le bio-séchage

Le temps de recouvrement est linéaire pour le coût en capital, ce qui est logique lorsqu'on examine la formule du délai de recouvrement.

$$T_{recouvrement} = \frac{Inv}{profit}$$

Où $T_{recouvrement}$ est le délai de recouvrement, Inv est l'investissement, soit le coût en capital et $profit$ correspond aux économies et revenus annuels additionnels dus à l'investissement. Lorsque le profit ne varie pas, une augmentation du coût en capital représente une augmentation proportionnelle de délai de recouvrement.

L'augmentation du coût du baril d'huile de chauffage permet une diminution du délai de recouvrement provenant d'une hausse des économies sur le carburant fossile. Une baisse du coût du baril d'huile a un effet plus important sur le délai de recouvrement d'une hausse du coût. Ceci est plus marqué pour l'usine A que l'usine C. Une baisse du coût du baril de 25% représente une hausse du délai de recouvrement supérieure à 60%.

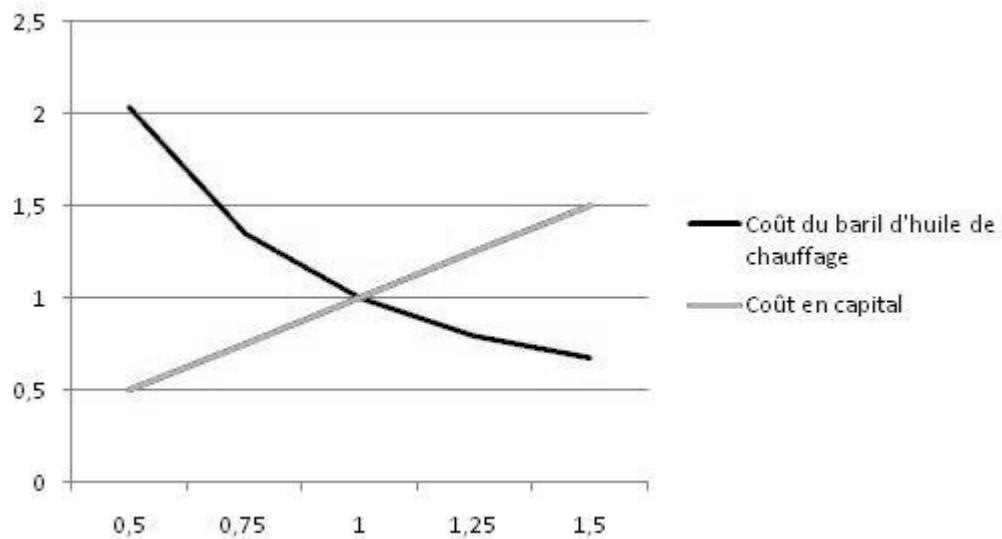


Figure 7-6 Analyse de sensibilité du délai de recouvrement de l'usine C pour le bio-séchage

7.5.4.1 Paramètres d'opération du bio-séchoir

Trois paramètres ont été étudiés lors de la phase expérimentale. Une analyse de sensibilité a été effectuée sur le temps de séjour, le débit d'air et le taux de recyclage. Le cas de base représente les paramètres utilisés lors de l'analyse technico-économique.

Tableau 7-2 Analyse de sensibilité sur les paramètres d'opération du bio-séchage pour l'usine C

	Cas de base	Modification du temps de séjour	Modification du débit d'air	Modification du taux de recyclage
Temps de séjour (jours)	3	7	3	3
Débit d'air dans le bio-séchoir (m ³ /h/170 kg boue sèche)	28	28	34	28
Taux de recyclage (%)	15	15	15	30
Délai de recouvrement simple (an)	1,5	2,1	1,6	1,9

7.5.4.2 Bourse du carbone

L'implémentation au Canada d'une bourse du carbone est probable dans un avenir proche. L'augmentation de l'efficacité de combustion a des effets importants sur l'émission de dioxyde de carbone. Cette émission peut être calculée à l'aide du bilan de masse. Le coût d'une tonne de CO₂ est évalué à 30\$ (Nordhaus, 2008).

Tableau 7-3 Effet de l'implantation d'une bourse du carbone

	Usine A	Usine B	Usine C
Émission de CO ₂ -Cas de base (ton/jour)	946	979	821
Émission de CO ₂ - après implantation du bio-séchage (ton/jour)	938	949	869
Différence (ton CO ₂ /jour)	8	29	-48
Différence (ton CO ₂ /an)	2888	10298	-16770
Approximation du crédit (\$/ton CO ₂)	30,00 \$	30,00 \$	30,00 \$
Économie (\$/an)	86 639,36 \$	308 950,77 \$	(503 092,44) \$
Délai de recouvrement – sans bourse du carbone (\$/an)	11	-41	1,5
Délai de recouvrement – avec bourse du carbone (\$/an)	9	39	1,8

On peut constater qu'une bourse du carbone serait bénéfique pour les usines A et B. Cependant, les effets ne rendraient pas le délai de recouvrement attrayant pour l'implantation aux usines. Dans le cas où la mise au dépotoir de la boue n'est pas calculée dans les émissions de carbone de l'usine, une bourse du carbone représenterait des coûts additionnels pour l'usine C. Ceci est dû à une augmentation de CO₂ libérée par une combustion de carburant moins bonne qualité. On note cependant que ceci a peu d'effet sur le délai de recouvrement.

Chapitre 8 **DISCUSSION GÉNÉRALE**

La comparaison de différentes technologies est importante lorsqu'une usine recherche un procédé de séchage. Pour les trois cas à l'étude, le séchoir rotatif était plus rentable que le bio-séchage, malgré l'utilisation de carburant fossile pour sécher la boue mixte dans le séchoir rotatif. Ceci est vrai pour la plage d'opération du bio-séchoir ayant été testée en laboratoire. Il s'agit cependant de cas précis qui ne représentent pas la gamme des situations observables en usine.

Les résultats économiques obtenus par Frei et Roy pour le bio-séchage en discontinu et en continu étaient beaucoup plus rentables que ce qui a été obtenu dans cette étude. En observant leurs méthodologies, on note que la mise à l'échelle était simplifiée et ne prenait pas en compte les limitations du dimensionnement du réacteur. Ceci affect grandement le nombre de réacteurs requis, les coûts d'investissement et le retour sur investissement.

Leur contribution a cependant été importante pour évaluer les paramètres d'opération et le taux de séchage économiques. Un temps de séjour inférieur à quatre jours a été observé pour les trois études de cas. Ce temps de séjour est beaucoup plus important que celui de la plupart des procédés de séchages, comme le séchage rotatif, qui est normalement de l'ordre des minutes. Cependant, un temps de séjour inférieur à quatre jours est significativement plus court que pour les procédés de bio-séchage à l'échelle industrielle, qui nécessitent de sept à quatorze jours.

CONCLUSION

Cette étude visait à évaluer la viabilité économique du procédé de bio-séchage en continu.

Les conditions d'opération pleine échelle d'un réacteur de bio-séchage vertical en continu et modulaire conçu au préalable ont été identifiées à l'aide des données expérimentales et de l'ordre de grandeur à partir d'un système pilote. Les réacteurs ont peu de mécanismes en mouvement, ce qui réduit les coûts d'entretien. Ils peuvent être incorporés facilement dans une usine ayant peu d'espace, vu la modularité de ces réacteurs.

Tableau 8-1 Caractéristique d'un réacteur de bio-séchage à plein échelle

Hauteur (m)	5,0
Largeur (m)	3,0
Profondeur (m)	20,0
Volumes (m³)	300,0
Temps de séjour (jour)	3
Taux de recyclage (%m/m)	15%
Débit d'air (m³ air /h /m³ réacteur)	28
Système de décharge	Planchers coulissants
Contrôle des polluants gazeux	Combustion dans la chaudière ou bio-filtre

Un modèle technico-économique permettant d'identifier les bénéfices de l'implantation du bio-séchage a été conçu et appliqué à trois études de cas. Dans les cas où la boue est présentement brûlée, le séchage de la boue permet de diminuer la consommation de carburant fossile et d'augmenter l'efficacité du lit fluidisé. Dans le cas où la boue est envoyée au dépotoir, le séchage de la boue permet sa combustion dans un lit fluidisé, ce qui diminue la consommation de carburant fossile mais entraîne une diminution de l'efficacité du lit fluidisé. Le modèle technico-économique a aussi permis de déterminer les conditions favorables pour le bio-séchage : dans le cas où l'usine envoie ses boues mixtes au dépotoir, à cause d'une siccité faible et variable, et dans celui où la consommation de carburant fossile peut être réduite. Cependant, dans les quelques cas étudiés, une comparaison avec le séchoir rotatif a démontré que celui-ci est plus

rentable, avec un délai de recouvrement égal à 0,85 an versus 1.5 an pour le bio-séchage dans le meilleur cas.

Les procédés de bio-séchage actuellement à l'échelle industrielle requièrent des temps de séjour supérieurs à sept jours. Les tests en laboratoire et l'analyse technico-économique ont montré qu'un temps de séjour de trois à sept jours est suffisant pour le bio-séchage pour offrir un meilleur avantage économique. Le concept de séchage économique est donc important pour déterminer le séchage optimum. D'après l'analyse de sensibilité, le séchage économique serait inférieur à 4 jours pour les trois études de cas.

Le bio-séchage est apparenté au compostage aéré et s'est développé à partir de celui-ci. Cependant, puisque le but et les contraintes des deux procédés sont différents, il est important de tester des modes d'opération non adaptés au compostage, qui favorisent le bio-séchage. De plus, le procédé de bio-séchage n'ayant pas été optimisé, il est important de trouver les points d'opération qui favorisent l'évaporation d'eau. Par exemple, de nouveaux essais sur l'usine pilote seraient effectués afin d'augmenter la température dans les premières sections, soit par une réduction du débit d'air et avec les sections du bas qui favorisent l'évaporation d'eau avec un grand débit d'air.

Finalement, voici quelques recommandations à propos du bio-séchage :

- Faire une réévaluation du dimensionnement du système pilote pour permettre des expérimentations sur une plus grande largeur. Ceci permettrait de mieux évaluer les limites de cette dimension.
- Une conception de l'usine à peine échelle axée sur la réduction des coûts serait nécessaire puisque le coût en capital élevé du bio-séchage est un obstacle par rapport à celui du séchoir rotatif,
- Les expériences de ce projet ayant été effectuées à partir de boue d'une usine de pâte thermomécanique, il serait important de faire des essais sur une boue provenant d'une usine de papier Kraft. Les procédés étant très différents un de l'autre, ceci pourrait affecter les caractéristiques des boues et ainsi créer des différences sur l'efficacité du bio-séchage.

D'autres applications s'offrent au bio-séchage, soit le prétraitement de la biomasse avant gazéification ou le séchage des boues provenant du traitement des eaux de l'industrie de la canne à sucre. Les boues provenant de l'industrie de la canne à sucre ne sont généralement pas brûlées pour la génération d'énergie, ce qui s'apparenterait au cas de l'usine C, soit le cas le plus propice à l'implantation du bio-séchage.

BIBLIOGRAPHIE

- CANMET. (2005). *Pulp and Paper Sludge to Energy - Preliminary Assessment of Technologies*.
- Chambost V., M. J. (2009, May/June). Partnerships for successfull enterprise transformation of forest industry compagnies implementing the forest biorefinery. *Pulp & Paper Canada* , pp. 19-24.
- D.D. Mann, J. D. (2002). Design and evaluation of an open biofilter for treatment of odour from swine barns during sub-zero ambient temperatures. *Canadian Biosystems* , 44 (6), 21-26.
- EIMCO water technologies. (s.d.). *Home*. Consulté le April 7, 2010, sur <http://www.ewt-cinetik.com/en/>
- Elcotech Technologies Inc. (2007). *Electro-Dewatering of Pulp and Paper Sludge*. Sherbrooke.
- Entsorga. (s.d.). *MBT Treatment - Entsorga Italia S.p.A*. Consulté le 10 2010, sur <http://www.entsorga.it/prodotto.php?&mode=product&pcode=0000000001>
- Frei, K. C. (2004). Novel Drying Process Using Forced Aeration Through a Porous Biomass Matrix. *Drying Technology* , 22 (5), pp. 1191-1215.
- Frei, K. C. (2006). Novel Sludge Drying Process for Cost-Effective On-Site Sludge Management. *Pulp & Paper Canada* , 107 (4), pp. 47-53.
- GEA Barr-Rosin. (s.d.). *Superheated Steam Drying*. Consulté le janvier 1, 2009, sur <http://www.barr-rosin.com/products/super-heated-steam-drying.asp>
- Genskow, L. (1994). Dryer Scale-Up Methodology for the Process Industries. *Drying Technology* , 1&2, pp. 47-58.
- Herhof. (s.d.). *The Stabilat®-Plant Osnabrück*. Consulté le Febuary 2010, sur Herhof GmbH: http://www.hershof.com/_media/unternehmen/herhof-stabilat-plant-osnabruceck-en.pdf
- Innoventé. (2010). *Innoventé >> SHOCTM Technology*. Consulté le April 2010, sur <http://www.innovente.ca/en/shoc-technology/>

IPPC, I. P. (2001). *Reference Document on Best Available Techniques in the Pulp and Paper Industry*. European Commission.

James A. Mueller, W. C. (2002). *Aeration: Principles and Practice* (Vol. 11). United States of America: CRC Press.

Johnstone, R. T. (1957). *Pilot plant, models, and scale-up methods in chemical engineering*. McGraw-Hill Book Company, inc.

Kraft, D. O. (1993). Considerations for using sludge as a fuel. *Tappi J.* 76(3) , pp. 175-183.

Liang, T. K. (1996). Spatial and temporal effects in drying biomass for energy. *Biomass and Bioenergy* , 10 (5 & 6), pp. 353-360.

Madigan, M. a. (2006). *Brock Biology of Microorganisms* (éd. 6th). Upper Saddle River, NJ: Prentice Hall.

Mitchell, D. a. (1999). Scale-up strategies for packed-bed bioreactors for solid-state fermentation. *Process Biochemistry* , pp. 167-178.

Navaee-Ardeh, S. B. (2011). A 2-D Distributed Model of Transport Phenomena in a Porous Media Biodrying Reactor. *Drying Technology* , 29 (2), pp. 153-162.

Navaee-Ardeh, S. B. (2011). Development and Experimental Evaluation of a 1-D Distributed Model of Transport Phenomena in a Continuous Biodrying Process for Pulp and Paper Mixed Sludge. *Drying Technology* , 29 (2), pp. 135-152.

Navaee-Ardeh, S. B. (2006). Emerging Biodrying Technology for the Drying of Pulp and Paper Mixed Sludges. *Drying Technology* (7), pp. 863-878.

Navaee-Ardeh, S. B. (2010). Key Variables Analysis of a Novel Continuous Biodrying Process for Drying Mixed Sludge. *accepted at Bioresource Technology* , 101 (10), pp. 3379-3387.

Navaee-Ardeh, S. (2010). *Design, Experimentation, and Modeling of a Novel Continuous Biodrying Process*. Montréal: Université de Montréal.

Nehlsen AG. (s.d.). *MBS Plant*. Consulté le 10 2010, sur Nehlsen International:
<http://en.nehlsen.com/technology/mbs-plant.html>

Oka, S. N. (2004). *Fluidized Bed Combustion*. New York: Marcel Dekker, Inc.

Paradis, R. D. (2008). Electro-dewatering waste activated sludge; Lessons learned from real world cases. *Residuals and biosolids 2008* .

Pigford, A. B. (1958). *Scale-up in practice*. (R. Fleming, Éd.) New York, NY, USA: Reinhold Publishing Co.

Roy, G. J. (2006). Technical modeling of a batch biodrying reactor. *17th CHISA International Congress of Chemical and*. Prague, Czech Republic.

Rynk, R. (2000, March). On-site composting options - Contained composting system review. *BioCycle Magazine* , p. 30.

Saucedo-Castaneda, G. L. (1992). Maintenance of heat and water balances as a scale-up criteria for the production of ethanol by *Schwannomyces castelli* in a solid state fermentation system. *Process Biochemistry* , pp. 97-107.

Saxlund International. (s.d.). *Saxlund Push Floors*. Consulté le janvier 2011, sur Saxlund Site:
<http://www.saxlund.co.uk/index.php/products/push-floors.html>

Siemens Industry. (2010, September 13). *Siemens Industry News and Press*. Consulté le October 2010, sur <http://info.industry.siemens.com/press/Details.aspx?pressArticleId=2095>

Siemens Water Technologies. (2009, January 1).

http://www.water.siemens.com/SiteCollectionDocuments/Product_Lines/Microfloc_Products/Brochures. Consulté le November 12, 2010, sur

http://www.water.siemens.com/SiteCollectionDocuments/Product_Lines/Microfloc_Products/Brochures/bristol_ri_biodrying_study_ips.pdf

Silva, D. R. (2005). The drying of sewage sludge by immersion frying. *Brazilian Journal of Chemical Engineering* (22), pp. 271-276.

- Sittig, M. (1979). *Incineration of Industrial Hazardous Wastes and Sludges* (Vol. Polution Technology Review). (N. D. Corporation, Éd.) Park Ridge, New Jersey, USA.
- Sturman, P. a. (1995). Engineering scale-up of in situ bioremediation process: a review. *Journal of Contaminant Hydrology* , pp. 171-203.
- Suksankraisorn, K. P. (2003). Combustion studies of high moisture content waste in a fluidised bed. *Waste Management* 23 , pp. 433-439.
- Tchoryk, C. S. (2010). Techno-Economic Model of a Novel Biodrying Process for the drying of a Pulp and Paper Industry Mixed Sludge and its Effect on the Efficiency of a Fluidized bed Boiler. Montréal: Exfor.
- The TEG Group . (s.d.). *In-Vessel Composting - LATS Compliance - Composting - Food Waste Disposal - ABP Waste Disposal - Composting*. Consulté le 2 2011, sur The TEG Group PLC: http://www.theteggroup.plc.uk/teg_technologies/in_vessel_composting_ivc
- Thompson, G. S. (2001). The treatment of pulp and paper mill effluent: a review. *Bioresource Technology* , 77, pp. 275-286.
- Van Den Broek, R. F. (1996). Biomass combustion for power generation. *Biomass and Bioenergy* , 11 (4), pp. 271-281.
- Van Loo, S. (2008). *Handbook of biomass combustion & co-firing*. London ; Sterling : Earthscan.
- VCU Technology. (2010). *vcu_the_process*. Récupéré sur http://www.vcutechnology.com/vcu_the_process.htm
- Velis, C. L. (2009). Biodrying for mechanical-biological treatment of wastes: A review of process science and engineering. *Bioresource Technology* (100), pp. 2747-2761.
- Weinstein, N. J. (1977). *Thermal Processing of Municipal Solid Waste for Resource and Energy Recovery*. Ann Arbor, Mich., USA: Ann Arbor Science publishers inc.
- Woodfield, P. K. (2000). Computational modelling of combustion instability in bagasse-fired furnaces. *Experimental Thermal and Fluid Science* (21), pp. 17-25.

Wright Environmental Management Inc. (s.d.). *Wright Environmental Management Inc.-*(905)-881-3950. Consulté le August 15, 2010, sur
http://www.wrightenvironmental.com/index_nonflash.html

Wright Tech Systems Inc. (2006). *Biodryer*. Consulté le November 12, 2010, sur
<http://www.wrighttech.ca/Biodryer.htm>

Zhao, L. e. (2010). Effect of air-flow rate and turning frequency on bio-drying of dewatered sludge. *Water Research* .

ANNEXE 1 – Scale-up of a continuous vertical aerobic biodrying process for biosolids valorisation

Soumis à Waste and Biomass Valorization le 26 mai 2011

Révisions majeurs demandées par l'éditeur

Carl Tchoryk · Shahram Navaee-Ardeh · Paul R. Stuart

Department of Chemical Engineering, École Polytechnique, Montréal, Canada

E-mail: paul.stuart@polymtl.ca

Tel: 514.340.4711 ext: 4384

Fax: 514.340.5150

Abstract

The pulp and paper industry continues to seek cost-effective solutions for the management of sludge emanating from wastewater treatment plants. The biodrying of mixed sludge would be beneficial for its valorisation as a solid fuel, by improving its heating value and reducing landfill and incineration costs. For this study, a continuous vertical biodrying pilot scale reactor treated dewatered sludge from an integrated newsprint mill with promising results. A practical methodology is presented for using pilot scale information for plant scale-up, and then comparison with other sludge drying technologies. A modular biodryer design was estimated (each module being 300m³ volume) capable of treating about 150 wet tonnes of sludge with a feed dryness of 35 to 45%, and leaving with a dryness of 45 to 55%. The biodryer specific energy consumption was found to be lower than established sludge drying technologies using fossil fuel as a heating source, such as rotary and conveyor driers. The focus of this biodryer technology is on achieving dryness levels that are economically favourable for combustion, and that do not present materials handling problems. The continuous vertical biodrying reactor can also potentially be used to dry different types of biomass and may be particularly attractive for gasification processes.

Keywords

MIXED SLUDGE, COMBUSTION, SCALE-UP, PULP & PAPER MILL, DRYING, BIODRYING, ENERGY RECOVERY

Introduction

In recent years and especially as energy process have risen, the pulp and paper industry has looked for more efficient solutions for the management of mixed sludge discharged from activated sludge treatment plants. Typical alternatives for sludge disposal include landfilling, land spreading and combustion [1]. In the current economic and environmental situation, landfilling is increasingly the least desirable option due mainly to its significant annual costs. Mixed sludge having a low solids content is sometimes incinerated simply to reduce the volume of waste sent to landfill. Use of adequately-dry sludge as a solid fuel can be an attractive opportunity because the sludge has a higher heating value (HHV) roughly equal to that of wood. Under conditions of economic dry solids content, typically 40% dryness or more, sludge can replace fossil fuel or wood chips [2, 3]. It may thus be attractive to dry the sludge after mechanical dewatering in order to increase the dryness to this economic level.

Biodrying is a technology that exploits microorganisms present in biomass that generate biological heat, and couples this with forced aeration through a sludge matrix in order to remove moisture and provide oxygen to the microorganisms. The principles of the process are similar to forced aeration composting, but the goals are different, and therefore the process operating conditions are different. In composting, the objective is to biodegrade organic matter. In biodrying, the objective is to increase the sludge heating value in order to use the biomass as a solid fuel with as little biodegradation as possible and thereby preserving its calorific value. It is not necessary to dry the sludge to high levels, but rather, the objective is to achieve dryness levels having an interesting return on investment considering the impact on boiler operation, capital and operation costs. Also, the sludge should only be dried to levels where materials handling issue are not created.

A biodrying process has been developed at École Polytechnique de Montréal. The initial experiments were done using a batch reactor configuration [3, 4]. However, these reactors were found to be inefficient, labour intensive and produced sludge having non-uniform dryness levels. Therefore, a vertical continuous biodrying pilot plant was designed and operated for drying an Eastern Canadian pulp mill mixed sludge [5]. The experimental investigation and transport phenomena modelling were carried out for the pilot plant's continuous biodrying reactor [6]. A preliminary techno-economic study of the vertical biodrying reactor indicated the economic attractiveness of this process under certain conditions [7].

Objectives

This paper examines a systematic methodology for using pilot scale data for scale-up and plant design, including the following:

1. Identifying scale-up limits and advantages based on pilot plant results, and
2. Comparing the scaled-up biodrying characteristics with other sludge drying technologies.

Scale-up

Technology development requires a phased scale-up before building a full-scale industrial plant. These phases help mitigate the risks inherent to processes by allowing necessary data collection with minimal cost and the shortest

delay [8]. The pilot plant scale typically examines physical and chemical phenomena under constraints that are close to industrial conditions. This includes, but is not limited to, industrial feedstocks, recycling flows, and long operating times. A pilot plant is often used to acquire data that cannot be predicted with the increase in scale, in order to minimize risks during the design and operation of the full scale process. Pilot plants are often sized in order to permit extrapolation of process data to the demonstration or prototype scales. The basic scientific principles underlying the process need to be known [9] and major technology risks can be identified and addressed before the construction of later phases.

One of the main criteria for reactor performance is the overall accuracy of the water mass and energy balances. For example, Saucedo-Castaneda et al. [10] showed that a water mass balance is critical for the scale-up of a solid-state fermentation bioreactor.

Continuous vertical biodrying process

Principles of Operation Analysis

Dewatered mixed sludge from integrated newsprint mill discharged from mechanical dewatering at a dryness of 25-40% was introduced to the biodrying reactor used in this study (see Figure 1). The air flow provided to the biodryer serves two purposes. It provides oxygen to the bacteria in order create conditions favourable for aerobic processes, and it serves as the carrying medium to remove evaporated water. The biological processes in the reactor generate heat, which raises the temperature of the air and mixed sludge particles. This enhances the water-carrying capacity of the air and increases the diffusivity of bound water towards the surface of particles of mixed sludge. Good pneumatic conditions for air distribution in the drying sludge matrix were found to be essential. Clay-like or overly-moist sludge required the addition of bulking agents such as recycled dry sludge [5] or wood chips [4] to enhance porosity. The sludge falls vertically through the biodryer from top to bottom by means of gravity, with a retention time of between 3 and 8 days, and discharged at the bottom of the reactor. The dried sludge can be sent to a boiler or turned to pelletized bio-fuel.

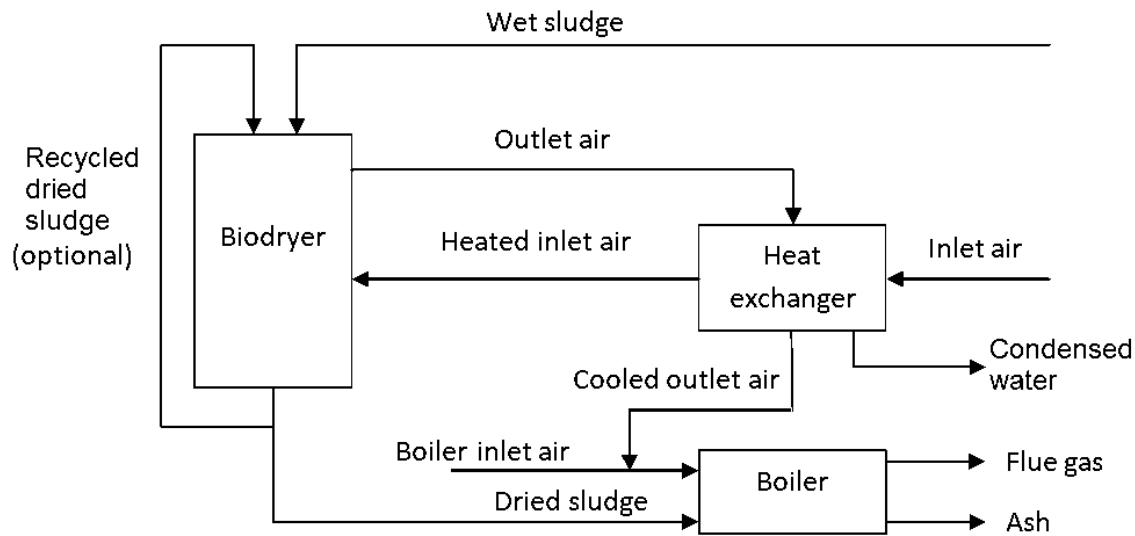


Fig. 1 Block flow diagram of the continuous vertical biodrying process integrated with a boiler

The air flow to the process is controlled in order to maintain outlet humidity at close to saturation to maximize water removal rates. The outlet air is sent to a heat exchanger in order to recover process heat. The dried air can be treated in a biofilter and discharged, or preferably, mixed directly with the boiler air intake.

The advantages of this continuous vertical design over other alternatives include a lower capital cost, minimum moving parts, and small footprint so that it can be located in the crowded mill site adjacent to the boiler building. Furthermore, the optimal sludge dryness level is targeted in order to reduce the residence time and the size and capital cost of the reactor. While other biodrying processes typically require residence times of 7-14 days, only 3-5 days are required for the continuous vertical biodrying process. Roy et al. [3] showed that the return on investment is case-specific and depends on several parameters.

Biodryer pilot plant

A biodryer pilot plant was commissioned at École Polytechnique de Montréal having a volume of 1 m^3 (0.4m width; 1m length; and 2.5m high) [5]. Light isolation was placed on the walls of the reactors to limit heat loss. Multiple tests were done using sludge from an Eastern Canadian mill. Experiments were controlled either by outlet air relative humidity [5] or airflow rate [6], the key results of which are presented in Table 2.

Water mass balance

Details of the water mass balance are presented elsewhere [11], however Figure 2 summarizes the results of the overall water mass balance in the continuous biodrying reactor upon which the full-scale reactor results are based.

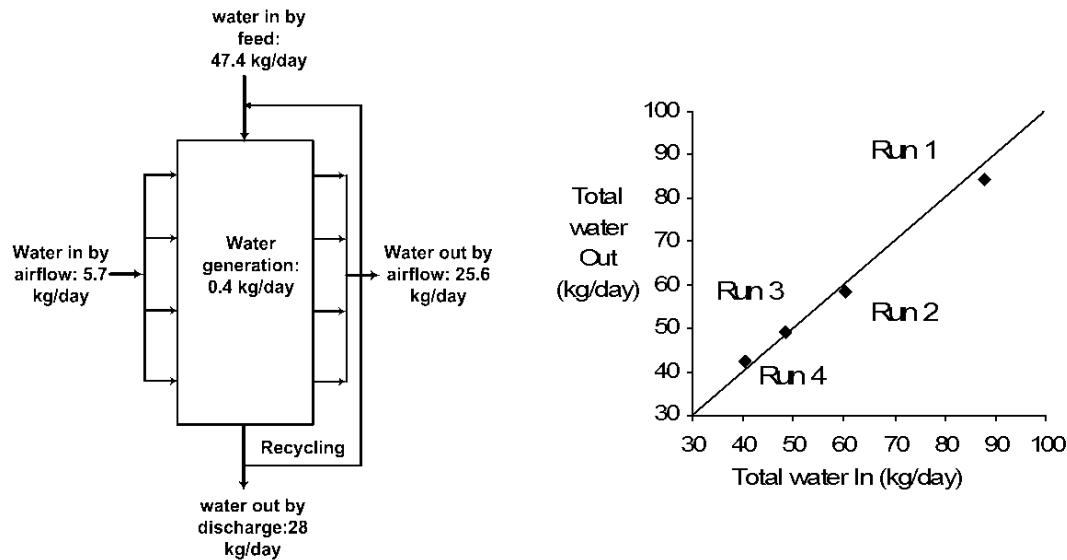


Fig. 2 Overall water mass balance in the continuous biodrying

Energy balance

The overall energy balance for the continuous biodrying can be written as follows:

$$\text{Energy In} + \text{Energy Generation} - (\text{Energy Out} + \text{Energy Consumption}) = 0$$

The results of the overall energy balance are summarized in Figure 3. Measurements taken correspond relatively well with the energy balances. Discrepancies can be most likely be attributed mainly to heat loss from the pilot-scale biodrying reactor.

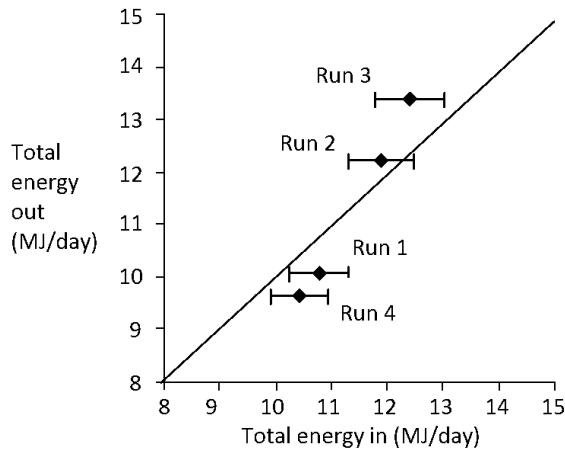


Fig. 3 Overall energy balance in the continuous biodrying reactor

Scale-up of the continuous vertical biodrying process

Similar to bioremediation [12] and packed bed bioreactor for solid-state fermentation [13], biodrying scale-up can potentially result in increased mass transfer limitations, the presence of multiple phases and competing microorganisms, spatial heterogeneities and one or more factors which may inhibit bacterial growth. These factors make it complex to apply fundamental transport analysis to the scale-up of biodrying reactors. The scale-up approach used here relies upon experimental analysis and physical phenomena modeling, the results of which are summarized in Table 1.

Table 1 Scale-up summary for a continuous vertical biodrying reactor (one module)

	Pilot plant	Scale-up
Height (m)	2,5	5,0
Length (m)	0,4	3,0
Width (m)	1,0	20,0
Volumes (m ³)	1,0	300,0
Discharge system	Screw	Push floor
Air pollution control	None	Combustion in boiler or biofilter

Biodrying reactor dimensions

Reactor Height

The height of the reactor is limited by the potential effect of compaction of sludge at the bottom of the reactor caused by the wet sludge loading. Excessive compaction affects the air circulation in the sludge matrix. However, minor pressure drops (5-25 Pa) obtained from experimental data indicated a minor impact on the air flow. This could be due, in part, to the fact that the sludge dries as it moves downward and that there is an associated increase in porosity, and resistance to compaction as the sludge dries. The increase in porosity was found to counteract the expected pressure drop [6]. Although only very small pressure drops were recorded, compaction was observed using a transparent wall and markers. The 5-m height used for the scaled-up biodryer module is similar to that of a passive aeration configuration for vessel composting [14] and in certain dewatered sludge silos. In the case of wood chips, a maximum height of 10 m is suggested because they have better resistance against compaction [15].

Reactor Depth

The depth of the biodrying reactor is the distance between the inlet and outlet airflow, which should be as large as possible while maintaining good air distribution (good pneumatic conditions). Not surprisingly, experiments showed that sludge close to the air inlet dried preferentially, after which saturated air has no capacity to remove additional water. This could create non-uniformity in the dry solids content of the discharged sludge as was the case in earlier batch experiments. Fortunately, the steady increase in temperature of the air, due to biological heating of the sludge,

increased the water-carrying capacity of air travelling across the reactor depth. The temperature of the sludge matrix reached about 65°C.

Other commercially available biodrying reactors have dimensions in the direction of airflow reported as 3 m or more, such as Wright Environmental's Biodryer and Herhof's Stabilat technology [16]. It was thus assumed that a length of 3 m could be achieved for the continuous vertical biodrying reactor.

Reactor Width

A discharge screw with a width of 1m was sufficient for the pilot plant, but would not be feasible or practical for a reactor width of more than 10m.. Van Loo recommends sliding bar conveyors or a walking floor for the storage of biomass fuel [15]. Walking floors move the biomass forward as a whole, and would be problematic for achieving a uniform residence time. A push floor would be an adequate discharge system for biological sludge, allowing a width of up to 20m [17].

Bridging

Bridging is a problem that causes cavities in the sludge matrix which results in preferential airflow, causing parts of the sludge to receive little to no air and move into an anaerobic state. It is caused by friction between the biomass and the reactor walls, which propagates inside the reactor. To limit friction and thus bridging, ultra high molecular weight polyethylene sheets were applied to the wall of the pilot plant. Bridging and cavitations should be reduced with limited friction and good design of the discharge system. The short length and the numerous probes in the pilot plant are factors that favoured bridging that would not be present in the scaled-up reactor.

Aeration

Air blowers can be built for volumes of air far exceeding that required for the scaled-up biodryer modules, estimated at 8700 m³/h per reactor. It is also a possibility to install multiple blowers.

Air Pollution Control

As an aerobic biological process, the levels of odour from the biodryer were minimal. Outlet air was analysed in a Fourier transform infrared spectroscopy (FTIR) and no noticeable trace of odorous contaminants were detected. The saturated outlet air from the reactor would be cooled in a heat exchanger, and sent to the boiler inlet airflow. Where this could not be done, different technologies are possible, but a biofilter would be the preferred technology because of its simplicity and its low capital and operating costs. Biofilters are used in Ecodeco's biodrying technology, having installations in Milan and London, as does the Mill Creek Ravine Sewer Odour Control in Edmonton.

Biodryer Performance Criteria

In order to estimate the performance of the reactor and to compare it with other drying technologies, performance criteria have been defined. The first criterion is the specific energy consumption needed to dry and operate the process, per kilogram of water removed from the sludge (kJ/kg). Since not all types of energy are equal, electricity being a higher quality of energy for example, both the quantity and quality of energy were taken into account.

The second performance criterion concerned the adaptability of the process for accommodating low and variable initial sludge drynesses. This could limit the number of technologies that could be used at a specific mill or potentially require pre-treatment such as the use of a screw press or recycling.

The third criterion considered was the target dryness achieved with the technology. Since not all drying technologies increase the dryness of the sludge to the same level, it is important to consider the target dryness for the final product. Boiler operations may require a certain range of dryness, for example, to prevent excessive dusting of the sludge, or sludge with a minimum low heating value. Materials handling can also become a problem with excessively dry sludge.

Specific Biological Energy Consumption

Most of the energy in biodrying comes from the biological heat produced by microorganisms in the sludge. As the sludge is consumed by microorganisms, it loses part of its high heating value (HHV). The biodrying pilot plant showed that a sludge HHV reduction occurred in the range of 5-18%, but was mostly below 10%. While the HHV was reduced, the actual calorific value of the sludge increased because of the reduction of moisture content in the sludge. The initial HHV of the sludge was typically 13.2 kJ/bone dry gram.

Table 2 summarizes the specific biological energy consumption for the four case studies developed by Navaee-Ardeh et al. [5]. These values vary from 1076 to 2237 kJ/ kg of evaporated water.

Table 2 Case studies and their biological energy consumption

	Case 1	Case 2	Case 3	Case 4
Residence time (days)	6	6	4	8
Initial dry solids content	41%	41%	37%	41%
Final dry solids content	47%	51%	45%	54%
Inlet total mass flow (wet kg/day)	97,5	97,5	146,2	73,1
Inlet dry mass flow (b.d. kg/day)	40,0	40,0	54,1	30,0
Carbon losses (%)	6,6%	6,4%	4,4%	8,7%
Water lost (kg water/day)	15,4	21,6	28,9	19,8
Specific biological energy consumption (kJ/kg water)	2237	1592	1076	1737

Full-Scale Reactor Performance

The transportation of sludge in barrels from the mill site to the pilot plant over several days and the storage in a cold room resulted in biomass that was fed to the dryer at ambient temperatures with little aerobic biological activity. This

would be in contrast with mixed sludge produced at a mill coming out of a screw press at temperatures of 35-45C and an active fauna of bacteria. Literature shows that some biodrying processes can reach a temperature of 55C after 12-24h [18, 19], whereas the experiments showed a decrease in temperature (wet bulb) during the first day due to low biological activity and latent heat of evaporation. Furthermore, the pilot plant did not have a heat exchanger to heat inlet air with outlet air. Therefore it is expected that the heat generation and water removal will be significantly improved in the upper reactor for a large scale reactor fed with hot acclimatized sludge. A 3 day retention time has been assumed in this analysis.

Electric specific energy consumption

The electricity consumption for the full scale industrial plant has been evaluated between 9300 and 13000 kWh per day, for a plant treating 200 tons per day of dry sludge, raising the solids content from 37% to 45% dryness in 3 days. This electricity consumption includes operation of material handling, conveyors, discharge systems and blowers, and translates to a specific electrical energy consumption of 1020 kJ/ kg of evaporated water. The power requirement for the blower was made using an empirical relationship for positive displacement blowers [20].

Table 3 Electricity Consumption for the Biodrying Module

User	kWh/day
Conveyor	100
Blower	8 948
Push-floor	2 160
TOTAL	11 208

Discussion and Comparison with Other Sludge Drying Technologies

Technologies Considered

A wide variety of commercially available drying systems are available for drying mill sludges and/or municipal solid wastes. The advantages of conventional [21] and emerging drying technologies [22] are described in the literature. In this section, the École Polytechnique biodrying process is compared with other drying technologies. The focus taken was on processes for which the performance criteria could be calculated using publically-available data.

Non-Biodrying Technologies for Sludge Drying

Non-biodrying technologies considered here are summarized in Table 4, and include various dryer technologies such as rotary and conveyor dryers. Electro-dewatering is a novel dewatering technology that combines a screen press and electric current to remove water without evaporating it. Low temperature dryers are conveyor dryers using low-temperature air, where the heat source, if any, is generally waste heat.

Table 4 Non-Biodrying Drying Technologies Considered

Technology	Description	Advantages	Disadvantages
Rotary dryer	Rotating drum where sludge is exposed to hot gas, typically air Final dryness up to 95%	Established technology Low capital cost May use flue gas as source of heat	Risk of fire High operational costs if heat source from fossil fuel
Conveyor Dryer	Material moved through a heated chamber on belts or trays	Established technology May use flue gas as source of heat	Large area Sticky sludge can be problematic Surface material (only) exposed to air
Electro-dewatering	Screen press with an electric current to push water out Final dryness 30-50%	No evaporation of water Less energy intensive than conventional dryer	Maintenance cost high Water removal based on mass transfer and is limited (up to 50% maximum dryness)
Low temperature dryer	Low temperature belt dryer Series of superimposed belts with a counter current flow of air between 30°C and 90°C Final dryness up to 65%	Use source of low-grade heat coming from various exhausts, flue gas and low pressure steam	Large area req'd High capital cost Mass transfer driven Inlet air requires heating in winter

Other Commercial Biodryer Technologies

Biodrying is a low temperature drying process that does not require outside heat sources. There are a few commercially available biodrying technologies on the market. Velis did a review of the process science and engineering as well as technology providers [23], however this review did not include certain technology providers such as Siemens, Wright Environmental and Innoventé. Relatively limited data were available from commercial

biodryer operations for confidentiality reasons. Therefore, performance criteria could not be calculated based on published data and this analysis was not included in this study.

Critical Analysis

At lower drynesses, sludge can be sticky and have low porosity, making it harder to dry. With large proportions of secondary sludge, the high content in bacterial cells can limit the effectiveness of mechanical dewatering systems such as screw and belt presses, and can result in excessively high polymer costs. As dryness gets higher (>70% dryness), sludge can become dusty, which may result in material handling problems. Table 5 presents a summary of the performance criteria where data were available. Both rotary and conveyor drier specific energy consumptions consider that no waste heat is used from the mill, whereas low temperature dryer's data considers that waste heat is available at the mill for their process. This is not always the case, in which case heating of inlet air would be necessary particularly in winter, which would represent additional costs.

Table 5 Performance Criteria of Various Drying Processes

Technology	Specific Electricity Consumption (kJ/kg H ₂ O)	Specific Energy Consumption (kJ/kg H ₂ O)	Type of Energy	Biomass Drynes s (%)	Target Dryness (%)	References
Continuous Vertical Biodryer	1020	1076-2237	Biological	35-45%	45-54%	
Rotary Dryer	208	3600-9200	Fossil fuel	30-80%	80-99%	[24, 24-25]
Conveyor Dryer	n/a	5500-6000	Fossil fuel and/or electrical	20-40%	~95%	[25]
Electro-dewatering	~720	0	-	10-25%	30-50%	[26]
Low temperature dryer	180-270	0	-	65% +	[27]	

Biodryers Compared to Rotary Dryers

Rotary dryers are less capital intensive than biodryers. However, biodrying has advantages over rotary drying when fossil fuel is required. The total energy consumption for biodrying is less than that of the rotary dryer. While the biodrying's electricity consumption is greater, the specific energy consumption needed for heating is less. Rotary dryers that are able to use waste heat such as flue gases are typically more economic [7]. Rotary drying can accommodate a broader range of initial sludge dryness than biodryers, but both technologies can require recycling, if faced with a sticky or very moist biomass. A final dryness of over 40% is reached with both processes. Biodrying reaches dryness similar to wood. Rotary drying can reach dryness levels of over 80%, which results in a better heating value of the sludge, but the sludge would be a fine dust. The rotary dryer may need a pelletizing unit, which has not been taken into account in the electricity consumption. Because biodrying is done at temperatures below 75°C, there is a lower risk of sludge combustion within the dryer.

Biodryers Compared to Conveyor Drying

Both processes require a large area for the construction of the reactor(s). Conveyor dryers require an outside heating source, like the rotary dryer. Conveyor dryers can treat sludge with lower initial dryness than a biodrying unit. Like rotary drying, the conveyor dryer would need a pelletizing unit because of dusting of the dried sludge.

Biodryers compared to electro-dewatering

The initial and final dryness of both processes are different. Electro-dewatering is designed to treat sludge with a much lower dryness, close to a mechanical dewatering unit. The large difference in specific energy consumption, in favour of electro-dewatering, is due to the lower average initial and final dryness of the sludge, because moisture is easier to remove when sludge has low solids content. The final dryness of electro-dewatering is not always over the point of self-combustion which is at 40% dryness. This would require an additional drying system to improve boiler operation.

Biodrying Compared to the low temperature dryer

Both dryers require a large area, however, the low temperature dryer is installed indoors, while biodrying can be placed outdoors, reducing its capital cost. If the mill has excess heat flow, it can be used to heat the low temperature dryer inlet air. However this is not possible at all mills. Mills without excess heat will be required to heat inlet air using other means, which would increase the energy consumption of the low temperature dryer.

Continuous Vertical Biodrying Compared to Other Biodrying Technologies

The initial dryness that can be treated varies in the range of 35 to 65% for most biodrying reactor data presented in the literature [19, 23]. The final dryness, however, depends on the biodrying process configuration. Designs that have both biodrying and secondary dryer sections can reach higher drynesses to over 85%, similar to conventional drying technologies. The continuous vertical biodryer targets the optimal dryness for best return on investment. The shorter

residence time of the continuous vertical biodrying reactor, 3 to 8 days, instead of 7 to 14 days, allows for smaller reactor size and capital cost.

Conclusion

The scale-up of the continuous vertical biodryer was estimated, and modules having a height of 5m, a depth of 3m and a width of up to 20m can treat about 150 et tonnes per day mixed sludge. It was found that the vertical biodryer has lower energy consumption than the conventional conveyor and rotary dryers. However, if excess low-grade energy is available in flue gases for example, then conventional drying methods prove to be more economical. While most biodrying technologies have a residence time of over 7 days, the vertical continuous biodryer targets much shorter residence times, 3-5 days, which results in a smaller reactor size, and thus capital cost.

Implication of Results

Although the current study focused on pulp and paper mill mixed sludge, biodrying can possibly be applied successfully for other types of biomass feedstocks, such as municipal solid wastes and agricultural solids. Dry feedstocks to thermochemical biorefinery processes is critical. A study by NREL shows the effect of feedstock moisture content on the minimum ethanol selling price [28]. Biodrying could be a low- cost dryer for different types of biomass used for gasification processes.

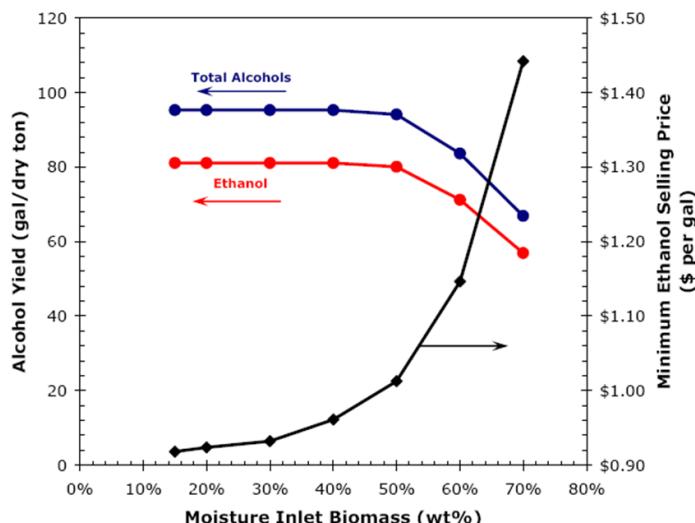


Fig. 4 Sensitivity Analysis of Biomass Moisture Content on Gasification and Minimum Ethanol Selling Price [28]

Acknowledgements

This work was completed with the financial assistance of the Natural Sciences and Engineering Research Council (NSERC) of Canada.

References

1. Thompson, G., Swain, J., Kay, M., and Forster, C.F.: The treatment of pulp and paper mill effluent: a review. *Bioresource Technology*. Vol. 77, 275-286 (2001).
2. Sitting, Marshall: *Incineration of Industrial Hazardous Wastes and Sludges*. [ed.] Noyes Data Corporation. Park Ridge : s.n., Vol. Polution Technology Review (1979)
3. Roy, G., Jasmin, S., and Stuart, P. R.: *Technical modeling of a batch biodrying reactor*. Prague, Czech Republic : s.n. 17th CHISA International Congress of Chemical (2006)
4. Frei, K.M., Cameron, D., Stuart, P.R.: Novel Sludge Drying Process for Cost-Effective On-Site Sludge Management. *Pulp & Paper Canada*. Vol. 107, 4, pp. 47-53 (2006)
5. Navaee-Ardeh, S., Bertrand, F., Stuart, P.R.: Development and Experimental Evaluation of a 1-D Distributed Model of Transport Phenomena in a Continuous Biodrying Process for Pulp and Paper Mixed Sludge. *Drying Technology*. Vol. 29, 2, pp. 135-152 (2011)
6. Navaee-Ardeh, S., Bertrand, F., Stuart, P.R.: A 2-D Distributed Model of Transport Phenomena in a Porous Media Biodrying Reactor. *Drying Technology*. Vol. 29, 2, pp. 153-162 (2011)
7. Tchoryk, C., Stuart, P.R.: *Techno-Economic Model of a Novel Biodrying Processfor the drying of a Pulp and Paper Industry Mixed Sludge and its Effect on the Efficiency of a Fluidized bed Boiler*. Montréal : Exfor, (2010)
8. Genskow, L.R.: Dryer Scale-Up Methodology for the Process Industries. *Drying Technology*. 12, Vol. 1 & 2, pp. 47-58 (1994)
9. Pigford, A. B. Mietzner and R. L.: *Scale-up in practice*. [ed.] R. Fleming. New York : Reinhold Publishing Co. (1958)
10. Saucedo-Castaneda, G., Lonsane, B.K., Krishnaiah, M.M., Navarro, J.M., Roussos, S., and Raimbault, M.: Maintenance of heat and water balances as a scale-up criteria for the production of ethanol by Schwannimyces castelli in a solid state fermentation system. *Process Biochemistry*. 27, pp. 97-107 (1992)
11. Navaee-Ardeh, S., Bertrand, F., Stuart, P.R.: Key Variables Analysis of a Novel Continuous Biodrying Process for Drying Mixed Sludge. *accepted at Bioresource Technology*. Vol. 101, 10, pp. 3379-3387 (2010)
12. Sturman, P.J. and al.: Engineering scale-up of in situ bioremediation process: a review. *Journal of Contaminant Hydrology*. 19, pp. 171-203 (1995)
13. Mitchell, D.A and al.: Scale-up strategies for packed-bed bioreactors for solid-state fermentation. *Process Biochemistry*. 35, pp. 167-178 (1999)

14. VCU Technology: vcu_the_process. http://www.vcutechnology.com/vcu_the_process.htm (2010)
15. Van Loo, Sjaak: *Handbook of biomass combustion & co-firing*. London ; Sterling : Earthscan : s.n. (2008)
16. Herhof: The Stabilat®-Plant Osnabrück. *Herhof GmbH* http://www.herhof.com/_media/unternehmen/herhof-stabilat-plant-osnabrueck-en.pdf Accessed Febuary 2011
17. Saxlund. Saxlund Push Floors. Saxlund Site. [Online] <http://www.saxlund.co.uk/index.php/products/push-floors.html>
18. Zhao, L., et al.: Effect of air-flow rate and turning frequency on bio-drying of dewatered sludge. *Water Research*. doi:10.1016/j.watres.2010.07.002 (2010)
19. Innoventé: Innoventé >> SHOCTM Technology. <http://www.innovente.ca/en/shoc-technology/> (2010)
20. James A. Mueller, William C. Boyle, H. Johannes Pöpel: *Aeration: Principles and Practice*. s.l. : CRC Press, Vol. 11, p. 353. 1-56676-948-5 (2002)
21. Hein, Treena: *Choosing a Dryer*. s.l. : Annex Publishing & Printing Inc., , Canadian Biomass, March-April (2011)
22. CANMET: *Pulp and Paper Sludge to Energy - Preliminary Assessment of Technologies* (2005)
23. Velis, C.A., Longhurst, P.J. and al.: Biodrying for mechanical-biological treatment of wastes: A review of process science and engineering. *Bioresource Technology 100*, pp. 2747-2761 (2009)
24. Girovich, M.: *Biosolids treatment and management: processes for beneficial use*. New York : Marcel Dekker, Inc. (1996)
25. Mujumdar, A. S, Menon, A. S.: Drying of solids: Principles, classification, and selection of dryers. *Handbook of Industrial Drying. Second Edition, Vol. 1*. New York : Marcel Dekker, Inc. (1995)
26. EIMCO Water Technologies: *Hypothetical Case Study*. s.l. : GLV Inc. (2009)
27. Thermal Energy Inc.: Solutions: DRY-REX. *Thermal Energy Inc.* <http://www.thermalenergy.com/solutions/dry-rex.html> Accessed January 2011
28. Phillips, S. et al.: *Thermochemical Ethanol via Indirect Gasification and Mixed Alcohol Synthesis of Lignocellulosic Biomass*. NREL. Battelle : Mi

ANNEXE 2 –Techno-Economic Model of a Novel Biodrying Process for the Drying of Pulp and Paper Industry Mixed Sludge and its Effect on the Efficiency of a Fluidized Bed Boiler

Submitted at Pulp and Paper Canada on November 23, 2010, currently under revision

Carl Tchoryk and Paul R. Stuart¹

¹Department of Chemical Engineering, École Polytechnique de Montréal, CANADA

Contact : paul.stuart@polymtl.ca

ABSTRACT

The pulp and paper (P&P) industry of North America has implemented a range of sludge disposal techniques, including combustion using a fluidized bed boiler. The novel biodrying process evaluated in this study uses forced aeration and biological heat to dry the sludge in order to improve its heating value. Biodrying is a promising step ahead of combustion, to add value to mixed sludge. This paper explores the economic viability of the biodrying process. To this end, a techno-economic model is presented that systematically considers costs and revenues in the context of a model for the fluidized bed boiler efficiency, considering the moisture content of the feed. The model is applied in the cases of three eastern Canadian mills and compared to rotary dryers (a common sludge drying technology). The model shows that a payback period of two years is possible. This process is particularly interesting for mills that have problems with combustion stability, due to low and/or variable dryness¹. This method can reduce their fossil fuel consumption with dryer sludge.

1. INTRODUCTION

¹

``Dryness`` represents the percentage of solid content

The use of combustion as a wastewater sludge disposal technique is widely used in the Canadian pulp and paper industry [10]. It has two main advantages: 1) it reduces the volume of sludge sent to landfill, and 2) it allows the recovery of energy from a waste flow. However, it creates challenges, mainly due to the sludge high moisture content. With a solid content after screw press between 25% and 50%, but rarely above 40% because of secondary sludge, the sludge is thus a very low heating value fuel. The improvement of mill's fibre recovery also affects the combustion of sludge: less primary sludge in the wastewater treatment facility creates a higher percentage of secondary sludge, which is harder to dewater because of its high biological content. Thus the sludge sent to the boiler has higher moisture content than before, lowering its energy output.

Installation of a dryer after mechanical dewatering could be beneficial to the boiler and the mill. To this end, the viability of a novel continuous biodrying process is evaluated based on an economical point of view, comparing it with a rotary dryer, an established technology, in order to determine the conditions under which the biodrying process is economically and technologically preferable over conventional rotary dryer

1.1 Boiler Stability

Variations in the sludge's dryness can have a big impact on the operation of the boiler. From discussions with a fluidized bed boiler operator, it sometimes happens that sludge sent to the boiler will have a sudden decrease in dryness content. This creates a reduction in the boiler's output that must be mitigated with an increase in fuel, typically from fossil source [7, 9]. This may lead to sludge being rejected as a fuel source causing it to be sent to landfill. The drying of the sludge prior to combustion would lead to an attenuation of the non-uniformity, resulting in more stable operating conditions.

1.2 Economical Dryness

One has to keep in mind that achieving the highest dryness is not necessarily the best solution, mainly because of economical aspects [4]. For the same type of dryer, a higher final dryness would require bigger equipment, thus higher capital cost. This would also lead to higher operation costs as 1) more water is evaporated; 2) bound moisture requires more energy than superficial water. On a technical point of view, sludge dried at over 70% dryness becomes dusty, which affects material handling and interaction in the fluidized bed. It is recommended that a

techno-economic analysis be conducted to find the sweet spot, considering that, generally, a dryness of 33% is needed for auto-combustion of the sludge [6]. Frei and al. stated that, for a batch biodryer, a dryness of 40% would make sludge an economically viable fuel source [1].

1.3 Boiler Efficiency

Boiler efficiency is very important in the operation of a mill as even small increase can represent considerable cost reduction. Although many definitions for efficiency exist, the ratio of energy absorbed to generate steam, to the maximum energy in the fuel, using the fuel's high heating value, will be used in this paper.

Moisture content of fuel can have a significant impact on the efficiency, due to latent heat of evaporation, the increase in flue gas and the reduction of combustion temperature: a 4% increase in moisture reduced combustion temperature by about 38°C, which has a significant impact on radiant heat transfer, on the boiler and on steam generation efficiencies [10]. From Liang and al., an almost linear correlation between fuel dryness and boiler efficiency can be observed between 30% and 70% dryness [3].

1.4 Biodrying Technologies

There is a multitude of different drying technologies on the market. ADI – CANMET Energy Technology Center has made a review of different sludge to energy technologies [10]. Their conclusions were that the economic viability of these technologies is specific to each mill. Also, the developments of alternate technologies, which have better energetic efficiency and that are more ecological are still in their infancy.

1.4.1 *Biodrying*

Biodrying is a novel technology for the drying of biological material such as mixed sludge. Its principle is simple, yet hard to master; it uses biological heat and forced aeration to evaporate water from sludge. The heat is produced by the exothermic metabolism of microorganisms that are naturally present in secondary sludge (mesophilic and thermophilic). The aeration can be at ambient temperature. This air brings oxygen in the sludge matrix so that the metabolic reactions are aerobic. Without proper aeration, this would lead to anaerobic reaction that would produce methane, an undesirable substance in this situation.

Although similar to composting, the end results are very different: in biodrying the goal is to maximise the low heating value of the sludge, which means maximising evaporation for a small loss in biodegradable organic matter. In composting, the purpose is to maximise the biodegradation of organic matter, breaking down matter into water, carbon dioxide and compost [8]. The difference is important as it is the dry organic matter that determines the heating value of sludge.

Previous analysis showed the potential of a batch biodrying process for pulp & paper mixed sludge, and discussed the advantages of a continuous process [1, 4]. A pilot plant continuous vertical biodryer was commissioned and experiments were done. At full scale, the continuous process would be a modular design, with minimal moving parts, that can be incorporated into crowded mill sites. It was shown that the possibility of achieving dryness of 45% from an initial dryness of 36,5% are possible in 4 days [5]. This residence time is lower than the 7 to 14 days normally observed in industrial biodrying [8].

1.4.2 *Rotary Dryer*

One of the most established technologies for drying is the rotary dryer. The material to be dried is fed into a rotating drum in which there is generally a direct contact with hot air. This hot air can come either from burners, from excess heat from the stack, or from a combination of both. Material that has less than 30% solid content or that is sticky may cause problems, but this can usually be avoided by recycling dried material with the fresh feed. Rotary dryer can dry material at over 90% solid content.

2. MODEL

In this section, the model will be described in three parts: the biodrying reactor, the boiler and the economics.

2.1 *Biodrying*

To simulate the operating conditions and efficiency of the full scale biodrying operation, a lump model was generated based on experimental data on a pilot plant biodryer. The model takes initial sludge dryness, recycling ratio and airflow per volume of reactor as input data and gives as output final sludge dryness and high heating value losses.

2.2 Boiler

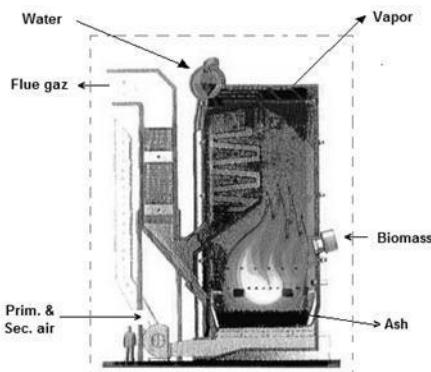


Figure 1 Overview of the fluidized bed boiler

As biodrying is a pretreatment of mixed sludge before its combustion, it is important to have an accurate model of the boiler. The type of boiler modelled is the fluidized bed boiler. The model was generated using Microsoft Excel to determine steam generation using boiler operating conditions. It puts particular consideration on the effect of moisture content on the boiler's efficiency. Data used from the model was obtained from case study mills (see section 3.1).

2.2.1 Mass balance on the boiler

First, a mass balance was performed on the boiler (figure 1) considering the complete combustion of fuel into CO_2 , H_2O and ash. This gave the flow and a crude composition (CO_2 , N_2 , H_2O , O_2) of flue gas.

2.2.2 Energy balance on the boiler

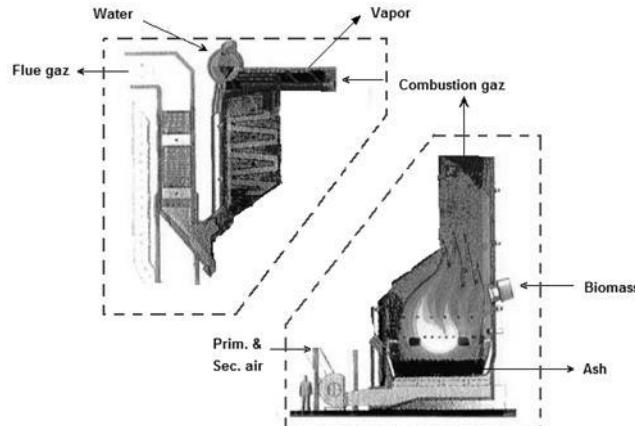
Second, an energy balance was performed on the boiler using the formula:

$$\text{IN} - \text{OUT} + \text{EFFICENCY} * \text{GENERATED} = \text{USED} \quad (1)$$

Where, IN-OUT, is the sensible energy and latent heat of evaporation of the primary and secondary air flow, the flue gas, the biomass and the ash flow; USED represents energy used to produce steam and is calculated using the sensible energy and latent heat of evaporation of the water and steam flows; GENERATED represents the chemical energy released through combustion and which is calculated using the sum of the high heating value of all biomass. This gives an estimate of the efficiency of the system.

2.2.3 Combustion Chamber and Heat Exchanger

The boiler is separated into two systems; a combustion chamber, where biomass and air are burnt into ash and a combustion gas and a heat exchanger section where the combustion gas transfers



energy to generate steam.

Figure 2 Schematic representation of the boiler as two systems

This is done in order to 1) have an estimate of the moisture's effect on the flame temperature in the boiler using an energy balance on the combustion chamber, 2) estimate the temperature's effect on steam generation.

2.2.4 Heat Exchanger System

To get the physical heat transfer limitation of the heat exchanger system, it is simplified as a single heat exchanger with turbulent flow. Using mill data, the characteristics of the system are calculated, giving an equation for the heat transfer (Q') for a given gas flow, inlet and outlet flue gas temperature. As equation 1 is used with different operating condition, the efficiency of the boiler is adjusted so that the energy generating steam (USED) represents the same value as the heat transfer limit of the heat exchanger system (Q').

2.3 Capital and Operation Costs

2.3.1 Operation costs

2.3.1.1 Landfilling and transport

Cost of landfilling of both sludge and ash are including the transport cost from the mill to landfill. This category also includes the transportation price from the mill to another mill or landfill.

2.3.1.2 Fuel

Costs for various fuels used in the boiler such as bunker C, bark, wood residue and sludge are taken into account. The price of bunker C was fixed at 100\$/barrel. Other prices are based on specific mill data.

2.3.1.3 *Dryer operating cost*

Dryer operating cost includes maintenance cost, labour, electricity and heating costs in the case of rotary dryer using a burner.

2.3.2 *Capital costs*

2.3.2.1 *Continuous biodryer*

The capital costs for the continuous biodrying system can be summarized as 1) a reactor, which consists of concrete with aeration conduits and structural steel roofing, 2) blowers and piping, which consist of pushing and suction blowers and related air flow piping, 3) material handling; which consists of sludge belt conveyors and traveling screw reclaimer, 4) probes and control, 5) engineering and construction; which includes indirect costs linked to engineering, contractors, construction management and startup, and 6) a contingencies representing 10% of other capital costs. The cost of each subsections, for a continuous biodryer with a capacity of 224 dry tonnes/day, representing the case study mill 3, are presented in table I.

**TABLE I. CAPITAL COST ESTIMATE FOR A CONTINUOUS 224 DRY TONNES/DAY
CAPACITY BIODRYER**

	COST
BIODRYING REACTORS	1 100 000,00 \$
BLOWERS & PIPING	1 280 000,00 \$
MATERIAL HANDLING	2 000 000,00 \$
INSTRUMENTATION & CONTROL	440 000,00 \$
ENGINEERING, CONSTRUCTION, & MANAGEMENT	720 000,00 \$
CONTINGENCY (10%)	480 000,00 \$
TOTAL CAPITAL COST	6 000 000,00 \$

2.3.2.2 *Rotary dryer*

Capital and operating cost for rotary dryers have been obtained from a quotation of an industrial drying system supplier. Three different types of energy source for the rotary dryer are looked at in the result section; two partial gas recycling systems using either a natural gas burner, or a

biomass burner and an open circuit system using flue gas. Capital cost estimates for the rotary dryers are presented in table II.

It is to be noted that not all mills can use a rotary dryer with open circuit flue gas as a heat source. The more efficient the heat recovery of the boiler already is, the harder it will be to use this type of system as flue gas temperature might be too low for this application.

TABLE II. CAPITAL COST ESTIMATE FOR ROTARY DRYER

	PARTIAL GAS RECYCLING WITH BURNER	OPEN CIRCUIT USING FLUE GAS
SLUDGE CAPACITY (DRY TONNE/DAY)	440	225
BASE DRYER	1 800 000,00 \$	1 800 000,00 \$
FAN	150 000,00 \$	150 000,00 \$
BURNER	1 125 000,00 \$	0,00 \$
SCRUBBER	300 000,00 \$	300 000,00 \$
INSTALLATION	3 375 000,00 \$	2 250 000,00 \$
TOTAL CAPITAL COST	6 750 000,00 \$	4 500 000,00 \$

2.3.2.3 Scale-up factor

A heuristic is used to determine the capital cost (Capital_cost_2) of the dryer for different capacity (Capacity_2), based on dry tonnes of mixed sludge. Capital cost estimates (Capital_cost_1) presented in table I and II with respect to their specific capacity (Capacity_1) are used with equation (1) below:

$$Capital_cost_2 = Capital_cost_1 \times \frac{Capacity_2}{Capacity_1}^{Factor} \quad (2)$$

To represent the economy of scale, scale-up factors (Factor) are used; 0.6 for rotary dryer and 0.7 for biodryer.

3. RISK ASSESSMENT METHODOLOGY

3.1 Case study

Case studies were performed for three Eastern Canadian mills. Mill 1 burns its mixed sludge with a fluidized bed boiler in addition to bunker C and bark. Mill 2 also uses a fluidized bed boiler, but unlike Mill 1, it does not use any fossil fuel, burning only sawdust, bark, woodchips and mixed sludge. Mill 3 has very wet sludge, at 28% dryness, and it is land filled. They currently have no

option to burn the sludge at that mill, but if it was dried after the screw press to a respectable level, a local mill could burn it.

TABLE III. CASE STUDY MILL CHARACTERISTICS

Characteristics	Mill 1	Mill 2	Mill 3
Mixed sludge (wet tons/day)	125	240	200
Mixed sludge dryness	35%	35%	28%
Bark (wet tons/day)	720	500	720
Deinking sludge (wet tons/day)	-	560	-
Bunker C (barrels/day)	300	-	200
Boiler type	Fluidized bed	Fluidized bed	None
Supplemental fuel	Bunker C	Bark	Bunker C
Current sludge disposal	Combustion	Combustion	landfilled
Other information	- Possibility to receive more sludge from neighboring mills	- No biomass boiler - Dried sludge would be sent to a neighboring mill	

An assumption was made that all the mills would generate the same amount of stream than before the implementation of the dryer. Thus a reduction of the most expensive fuel would be the benefit of drying. It was also considered that, mill 3's neighbouring mill could receive more biomass in its boiler and that it and mill 1 could reduce their bunker C consumption.

3.2 Sensitivity Analysis

To study the uncertainties of the model, a sensitivity analysis was performed on the following parameters: capital cost, maintenance cost, efficiency increase and supplemental fuel cost.

4. RESULTS

4.1 Payback Period

Results for the three cases study using four different dryers are presented in figure 3.

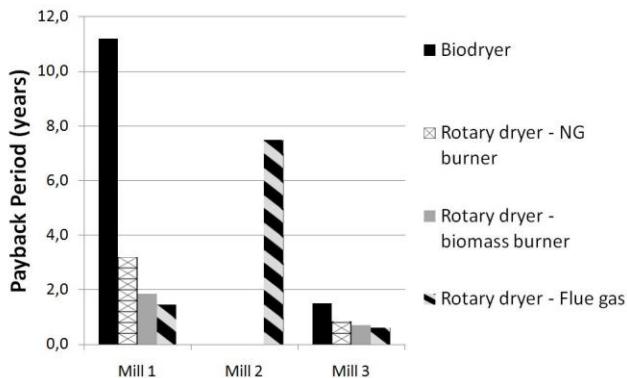


Figure 3 Case study payback period results

4.1.1 Mill 1

The most interesting scenario is the use of flue gas energy to dry the sludge with a payback period of 1.5 years. The use of the rotary dryer with a biomass burner is also an attractive scenario with a payback of just under two years. The biodryer has a payback period of 11 years, which is profitable, but not attractive..

4.1.2 Mill 2

The implementation of biodrying or rotary dryers using burners showed an impossibility to pay back the capital invested, as the operation of the boiler is more costly than its benefits. This might be due to the particularity of mill 2 that no fossil fuel is used for steam generation. The fuel replacement is bark, which has a relatively low price. If a rotary dryer with flue gas can be used, a payback period of over seven years could be achieved.

4.1.3 Mill 3

All the results from mill 3 have a payback period of less than two years, with values ranging from 8 to 18 months. Again, the use of flue gas as a heat source had a slightly quicker payback, but in this case, all dryers have a very similar payback period.

4.2 Sensitivity Analysis

Most parameters tested didn't have a very large impact on the payback period. Two parameters, however, showed a great impact on the payback period; the capital cost and bunker C price.

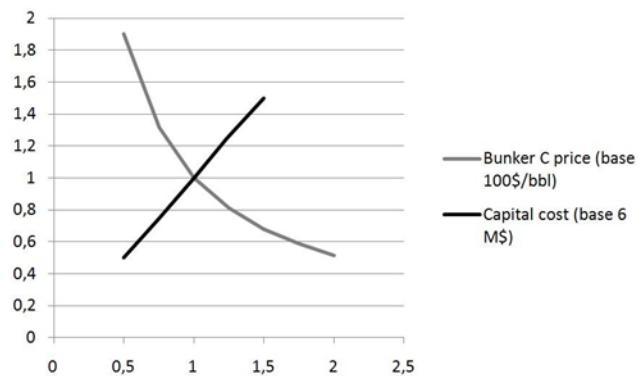


Figure 4 Capital cost and bunker C price's sensitivity analysis for mill 3 with biodrying

4.2.1 Capital cost

By definition, the relation between capital cost and payback period is directly proportional. A 50% increase in capital cost will have a 50% increase in the payback period. Because of this, uncertainties in the biodryer's capital cost are reflecting directly on the attractiveness of a project.

4.2.2 Fossil fuel price

Fossil fuel price have a big impact on a boiler's profitability, mainly due to its price volatility. Figure 4 shows that, in the case of mill 3, with bunker C at 50\$ per barrel, the biodryer payback period doubles to under three years.

5. DISCUSSION

5.1 Biodrying model

Based on the techno-economic biodrying model, the operation is optimal at a 30% recycling ratio, a residence time of four days and an airflow $200\text{m}^3/\text{h} / \text{dry tonne}$. In the case of mill 3, the dryness level goes from 27.9% to 37.5%.

It is to be noted that during the experiments in the pilot plant, some limitations reduced the similarity between the sludge used and sludge present at the mill site. Mixed sludge getting out of the screw press will generally be at a temperature of about $35\text{-}45^\circ\text{C}$ and have a small acclimatization period. For the experiment at École Polytechnique, the sludge was shipped in barrels during several days. Those barrels were then stored in a cold room, in order to reduce the degradation of the samples. The transportation and the short term storage lowered the sludge

temperature to lower or ambient conditions and prolonged the acclimatization period of bacteria, which was estimated around one or two days. It is thus believed that experiments done with sludge fresh from the screw press would yield better results than those obtained in pilot plant. As the results were not modified to take this into account, the biodrying model represents a worst case scenario.

5.2 Rotary dryer

The rotary dryer using flue gas energy is the best drying option from figure 3 data for all three case studies. However, it is not always a possible solution at a mill, since certain energy content conditions must be met in the flue gas. For instance, fluidized bed boilers are generally newer, and more engineered equipment; having better heat transfer and less energy is in their flue gas, this might make rotary dryer using flue gas insufficient.

Rotary dryers using natural gas were shown to have a payback period that was inferior to biodrying in two of the case studies.

5.3 Fossil fuel consumption

In the case of mill 2, none of the dryers have a payback period of less than 3 years. When comparing it to the other cases, one of the biggest differences is that mill 2 doesn't use any fossil fuel. Thus, when lower moisture content sludge is burned, it reduces its consumption of bark, with its lower cost of energy compared to fossil fuel. A mill that can reduce its fossil fuel consumption has an advantage for the implementation of mixed sludge drying.

5.4 Biodrying

Biodrying was profitable for two of the three case studies, and attractive in the case of mill 3. Although biodrying has higher capital cost than rotary dryers using burners, biodrying has lower operation costs. It improves the low and variable dryness of sludge to reduce supplemental fuel consumption and improves efficiency of the boiler.

Other parameters, than just economical considerations, might affect a mill's choice towards biodrying. For example the lower energy usage in biodryer than in conventional rotary dryer.

6. CONCLUSIONS

A novel biodrying process can achieve economical levels of dryness in less than 4 days when most industrial biodrying processes have a residence time of 7 to 14 days. The modular process can easily be scaled-up for large mills.

Based on the pilot plant results, a techno-economic analysis was made for 3 different mills and compared to a common sludge drying technology: the rotary dryer. These however are not general cases, as the most interesting drying technologies are case specific.

The analysis of the techno-economic results has shown that:

- Mills that can reduce their fossil fuel consumption have an advantage.
- Mills that are landfilling their sludge and that have the capacity to burn it, if its moisture content was lower, should look towards drying solutions.
- Drying of sludge improves the low and/or variable dryness of the sludge allowing for reduction in the combustion of supplemental fuel and improves efficiency of the boiler.
- In uncommon cases where there is a lot of excess heat in the flue gas, an open circuit rotary dryer using flue gas is a better economical option.
- The large variation in fossil fuel cost generates a lot of uncertainty in the economics of mixed sludge drying.
- Biodrying is economically favourable to rotary drying when operation costs are compared
- Based on the difference in characteristics between the sludge at the mill and the one used in the pilot plant, mainly, the temperature difference and the level of activity of bacteria, experimental results on which this study is made should represent the worst case scenario.

ACKNOWLEDGEMENTS

This work was completed with the financial assistance of the Natural Sciences and Engineering Research Council (NSERC) of Canada. The author would like to acknowledge Shahram Navaee-Ardeh at Enerkem.

REFERENCES

- 1 FREI, K.M., CAMERON, S., STUART, P.R. "Novel Sludge Drying Process for Cost-Effective On-Site Sludge Management" *Pulp & Paper Canada* 107:4, pp 47-53 (2006).
- 2 Kraft, D.L., ORENDER, H.C. "Considerations for using sludge as a fuel". *Tappi J.* 76(3), 175-183(1993).
- 3 LIANG, T., KHAN, M.A., MENG, Q. "Spatial and temporal effects in drying biomass for energy". *Biomass and Bioenergy* Vol. 10, Nos 5-6 pp. 353-360 (1996).
- 4 NAVAEE-ARDEH, S., BERTRAND, F., STUART, P.R. "Emerging Biodrying Technology for the Drying of Pulp and Paper Mixed Sludges". *Drying Technology* 24, 863-878 (2006).
- 5 NAVAEE-ARDEH, S., BERTRAND, F., STUART, P.R. "Development and Experimental Evaluation of a 1-D Distributed Model of Transport Phenomena in a Continuous Biodrying Process for Pulp and Paper Mixed Sludge Drying". Accepted at *Drying Technology*. (2009).
- 6 Silva, D.P., Rudolph, R., and Taranto, O.P. "The drying of sewage sludge by immersion frying". *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 22:271-276 (2005).
- 7 SUKSANKRAISORN, K., PATUMSAWAD, S., FUNGTAMMASAN, B. "Combustion studies of high moisture content waste in a fluidised bed". *Waste Management* 23, pp 433-439 (2003).
- 8 VELIS C.A, LONGHURST P.J., DREW G.H, SMITH R., POLLARD, S.J.T. "Biodrying for mechanical-biological treatment of wastes: A review of process science and engineering". *Bioresource Technology* 100, 2747-276,1 (2009).
- 9 WOODFIELD, P.L., KENT, J.H., DIXON, T.F. "Computational modelling of combustion instability in bagasse-fired furnaces". *Experimental Thermal and Fluid Science* 21, pp17-25 (2000).
- 10 "Pulp and Paper Sludge to Energy – Preliminary Assessment of Technologies". CANMET Energy Technology Center (2005).

ANNEXE 3 –Commentaires du jury et modifications

Voici la liste des commentaires provenant du jury et les modifications qui ont été apportées pour améliorer le texte.

Oumarou Savadogo D.

<p>La qualité et l'origine (référence) de certaines figures doivent être améliorées (Figure 2-6; Figure 2-7; Figure 2-9; Figure 2-12; etc.. La qualité de la presque totalité des figures doivent être améliorées.</p>	<p>Les figures des sections 2.4.1 et 2.6.1 ont été supprimées puisqu'elles apportaient peu au document (anciennement 2-6 et 2-12)</p> <p>Des explications sur la figure 2-6 (anciennement 2-7) ont été ajoutées</p> <p>Figure 2-8 (anciennement 2-9) a été améliorée pour mieux présenté le procédé de Wright Tech Systems</p> <p>La figure 2-12 (anciennement 2-14) a été traduite en français</p> <p>Modification de la figure 3-1</p> <p>Les différents courants de la figure 4.1 ont une meilleure distinction</p> <p>Les figures du chapitre 7 sont maintenant en teinte de gris pour une plus facile lisibilité lors d'une impression en noir et blanc</p>
<p>Le chapitre 3 sur la méthodologie n'est pas compréhensible. Pourquoi un chapitre sur la méthodologie et non sur les méthodes expérimentales. En plus pourquoi les résultats expérimentaux dans ce chapitre 3? Un chapitre de 2 pages me paraît juste. Ce chapitre 3 doit</p>	<p>Le style de certains titres ont été ajusté</p> <p>Le chapitre 3 comporte deux pages et ne touche pas le sujet des résultats expérimentaux qui font partie du chapitre 4.</p>

être réorganisé.	
<p>Les annexes qui sont les articles soumis me semblent mal présentes. Par exemple, à la page 69, il est marqué : Chapitre 1 ABSTRACT; ensuite à page 70 il est marqué Chapitre 2 INTRODUCTION t ainsi de suite jusqu'à se trouver avec un chapitre 8 CRITICAL ANALYSIS pour le même manuscrit. Ceci ne me pas être conforme au format demandé et de toute façon un abstract ne peut être considéré comme un chapitre et l'introduction un autre chapitre du même article. Ceci nécessite une remise en format de l'article soumis le 26 Mai. Il n'est pas acceptable sous la présente forme. Compte tenu de la date de soumission des 2 manuscrits, il serait indiqué de donner leur statut</p>	<p>La mise en forme des titres a été modifiée</p> <p>Le statut des articles a été mis à jour</p> <p>L'article de l'annexe 3 a été amélioré</p>

Paul R. Stuart, Ph.D.

Améliorer la conclusion pour mettre en valeur les avantages du bio-séchage par rapport aux autres technologies de bio-séchage et de séchage conventionnel	La conclusion a été modifiée pour mettre en valeur les contributions.
---	---

Talat Mahmood, Ph.D.

The diagrams should be labelled making them easier to understand (see Figure 2-7 for an	Les figures ont été révisées, voir le commentaire d'Oumarou Savadogo
---	--

example).	
The candidate has used the term “dryness” in some graphs and in the text. “Solids Content” is a better term to use in my opinion.	Ces commentaires s’appliquent sur les articles présentés dans l’annexe 1 et 2. L’article de l’annexe 1 est présentement sous révision majeur et ‘dryness’ sera remplacé par ‘solid content’. Une note en bas de page a été ajoutée à l’article de l’annexe 2 pour une meilleure compréhension du lecteur.
The thesis as written does not give a complete picture of the techno-economic model. Additional details could be added for the reader to fully and easily understand the model developed.	Une explication additionnelle du modèle technico-économique a été ajoutée dans les sections 5.3 à 5.5.
GHG emission implications of the biodrying technology could be addressed in the thesis at the discretion of the candidate.	Une section sur l’implantation au Canada d’une bourse du carbone a été ajoutée dans la section 7.5.4 Analyse de sensibilité.
The results of sensitivity analysis need to be documented in a greater detail.	D’autres analyses ont été incluses dans le document, soient l’effet des paramètres d’opération du bio-séchage et l’implantation d’une bourse du carbone au Canada.
It was shown that the payback of the rotary dryer technology is superior to that of the biodrying technology. It should be explained as if this will hold true in all the cases or there are optimal ranges for the economical operation of the two technologies.	Pour les trois cas à l’étude, le séchoir rotatif était plus rentable que le bio-séchage. Ceci est vrai pour la plage d’opération du bio-séchoir ayant été testée en laboratoire. Il s’agit cependant de cas précis qui ne représentent pas la gamme des situations observables en usine.

Soumission de mémoire par article

<p>La discussion générale est obligatoire dans un mémoire par article(s). Cette section du mémoire ne reprend pas la discussion spécifique de chaque article, mais discute des éléments du mémoire dans son ensemble.</p>	<p>Ajout d'un chapitre sur la discussion générale</p>
---	---