

TABLE DES MATIÈRES

	Page
INTRODUCTION	1
CHAPITRE 1 PROBLÉMATIQUE ET OBJECTIFS DE RECHERCHE	3
CHAPITRE 2 REVUE DE LITTÉRATURE	5
2.1 La digestion anaérobie	5
2.1.1 Paramètres opérationnels	7
2.1.2 Évaluation du rendement	10
2.1.3 Modèles théoriques	11
2.1.4 Intrants et extrants	12
2.1.5 Optimisation du rendement	13
2.2 La gazéification	16
2.2.1 Paramètres opérationnels	17
2.2.2 Évaluation du rendement	19
2.2.3 Modèles théoriques	21
2.2.4 Intrants et extrants	23
2.2.5 Optimisation du rendement	26
2.3 Le couplage digestion anaérobie et gazéification	28
2.3.1 Bilans énergétiques et massiques	29
2.3.2 Gaz à effet de serre et impact environnemental	33
2.3.3 Récupération des ressources	33
CHAPITRE 3 MÉTHODOLOGIE	35
3.1 Évaluation du bilan de la digestion anaérobie	35
3.2 Évaluation du bilan de la gazéification	39
CHAPITRE 4 ANALYSE EXPÉRIMENTALE ET RÉSULTATS	43
4.1 Démarche expérimentale	43
4.1.1 Première phase de tests : tests préliminaires	43
4.1.2 Deuxième phase de tests : méthode initiale	47
4.1.3 Troisième phase de tests : méthode alternative	48
4.2 Production des bilans	48
4.2.1 Bilan de la digestion anaérobie	49
4.2.2 Bilan de la gazéification	49
4.2.3 Bilan du couplage	51
CHAPITRE 5 DISCUSSION	53
5.1 Digestion anaérobie	53
5.2 Gazéification	54
5.3 Couplage	55
5.4 Potentiel de récupération des éléments fertilisants	57
5.5 Considération futures	58

CONCLUSION.....	60
ANNEXE I DONNÉES EXPÉRIMENTALES.....	63
ANNEXE II CALCULS ET BILANS	65
ANNEXE III ARTICLE SDEWES 2013 (SOUMIS À WM&R).....	71
ANNEXE IV ANALYSE LABORATOIRE AGAT.....	85
BIBLIOGRAPHIE	91

LISTE DES TABLEAUX

	Page
Tableau 2.1 Principales caractéristiques des boues primaires et activées	12
Tableau 3.1 Propriétés mesurées et méthodes utilisées	37
Tableau 3.2 Liste des équipements	39
Tableau 4.1 Paramètres physiques mesurées (1er test)	46
Tableau 4.2 Paramètres physiques mesurées (3e test)	48
Tableau 4.3 Bilan global du couplage avec interactions	51
Tableau 5.1 Comparaison des résultats obtenus avec la littérature	56

LISTE DES FIGURES

	Page
Figure 2.1 Résumé chimique et microbiologique de la digestion anaérobie.	6
Figure 2.2 Taux de méthanogenèse selon la température.	7
Figure 2.3 Schéma des intrants et extrants d'un digesteur.	13
Figure 2.4 Principales méthodes de gazéification.	18
Figure 2.5 Bilan d'énergie et de masse de la DA et de l'incinération des boues mixes.	30
Figure 2.6 Diagramme de procédé BioCon ERS de Krüger (Veolia).	31
Figure 2.7 Bilan d'énergie et de masse de la DA et de l'incinération des boues mixes.	32
Figure 3.1 Station d'épuration Saint-Bernard, Châteauguay.	36
Figure 3.2 Filtre-presse de la STEP de Châteauguay.	36
Figure 3.3 Fours pour la mesure de la MV (gauche, 550°C) et des TS (droite, 105°C).	38
Figure 3.4 Bombe calorimétrique CAL2K-ECO.	38
Figure 3.5 Apparence extérieure du MAGS.	40
Figure 3.6 Schéma de principe de fonctionnement du MAGS.	41
Figure 4.1 Évolution de la température du planché de la chambre de gazéification.	44
Figure 4.2 Apparence du résidu lors des tests préliminaires.	45
Figure 4.3 Digestat (gauche) et biocharbon (droite) après les premiers tests.	46
Figure 4.4 Bilan de la digestion anaérobie.	49
Figure 4.5 Bilan de la gazéification.	50
Figure 4.6 Bilan du couplage digestion anaérobie - gazéification.	52
Figure 5.1 Échangeur de chaleur conçu pour les boues.	57

LISTE DES ABRÉVIATIONS, SIGLES ET ACRONYMES

BEAM	<i>Biosolids Emissions Assessment Model</i>
BMP	<i>Biochemical methane potential</i>
BNQ	Bureau de normalisation du Québec
CCME	Conseil canadien des ministres de l'environnement
CVA	Charge volumique appliquée
DA	Digestion anaérobie
DBO	Demande biologique en oxygène
DBO ₅	Demande biologique en oxygène sur 5 jours
DCO	Demande chimique en oxygène
EGF	Efficacité du gaz froid
GES	Gaz à effet de serre
GIEC	Groupe d'experts intergouvernemental sur l'évolution du climat
HAP	Hydrocarbures aromatiques polycycliques
I-tef	<i>International toxic equivalent factor</i>
I-teq	<i>International toxic equivalent quantity</i>
MDDEFP	Ministère du développement durable, de l'environnement, de la faune et des parcs
MES	Matière en suspension
MV	Matière volatile
MV _A	Matière volatile ajoutée
MV _D	Matière volatile dégradée
OHAP	Oxydation humide assistée par plasma

XVIII

PC	Pouvoir calorifique
PCDD	Polychlorodibenzo-dioxines
PCDF	Polychlorodibenzo-furanes
PLC	Point limite du carbone (<i>carbon boundary point</i>)
STEP	Station d'épuration
TD	Taux de dégradation
TMA	Tonne métrique anhydre (sèche)
TPA	<i>Tonne per annum</i> (tonne par année)
TS	Solides totaux (ang. <i>total solids</i>)
TSB	Temps de séjour des boues
TSH	Temps de séjour hydraulique
USEPA	<i>United States Environmental Protection Agency</i>
VS	Solides volatiles (ang. <i>Volatile solids</i>)

INTRODUCTION

Il est dorénavant indéniable que la nature et le niveau d'intensité de l'activité humaine excèdent la capacité de régénération des écosystèmes. Les émissions de gaz à effet de serre (GES) augmentent sans cesse et les efforts investis ne font qu'à présent limiter le taux de croissance global. La responsabilité des activités anthropogènes vis-à-vis les changements climatiques est déjà bel et bien observable et irréfutable selon les conclusions du GIEC (Pachauri et Reisinger, 2008). Selon le même rapport, 2,8% des émissions mondiales découlent des activités liées aux déchets et aux eaux usées. Que ce soit par la décomposition incontrôlée en régime anaérobie (absence d'oxygène) de la matière organique qui engendre la production de méthane ou par la destruction thermique des déchets, les GES émis contribuent inmanquablement au réchauffement climatique.

Puisque de grandes quantités de matière organique sont éliminées année après année, les divers niveaux de gouvernements mettent en place des programmes, des lois et des mesures incitatives visant à réduire les émissions. Au Québec, l'orientation préconisée est d'intégrer le recyclage des résidus organiques dans une chaîne de priorités inspirée des 3R-Ve (réduction, réutilisation, recyclage, valorisation et élimination) (Gouvernement du Québec, 2000). La valorisation est composée de deux grandes activités : la réutilisation de la matière et l'extraction de l'énergie. L'élimination constitue l'ultime recours lorsque les autres priorités sont inaccessibles. Les diverses méthodes de valorisation peuvent viser une ou les deux activités. Toutefois, selon la référence employée, la définition même de la valorisation n'est pas universelle. Le dictionnaire Larousse¹ définit le terme valorisation comme suit : « transformation d'un déchet en vue d'une utilisation plus noble ». Toutefois, qu'est-ce qu'une utilisation noble? Sur cette question, deux pensées s'affrontent. Les promoteurs de la valorisation énergétique considèrent toute forme de combustion avec récupération d'énergie comme une activité de valorisation et en l'occurrence, noble. D'un autre côté, les défenseurs de la valorisation de type recyclage ou valorisation dite « matière » prônent l'exploitation des propriétés fertilisantes avec ou sans récupération d'énergie dans une but de réintégration de

¹ Site internet : www.larousse.fr; consulté le 2 juin 2013.

la matière organique dans les écosystèmes. Le Ministère du développement durable, de l'environnement, de la faune et des parcs (MDDEFP) fait partie de ce second groupe. Celui-ci exclut de la valorisation les approches qui résultent en une détérioration de la matière et ce, peu importe le niveau de récupération d'énergie. Ainsi, les procédés tels que l'incinération et la gazéification ne sont pas, pour le MDDEFP, de la valorisation en soi et encore moins du recyclage. La digestion anaérobie, en revanche, entre dans la catégorie des procédés de recyclage puisque celle-ci rend possible le maintien d'une grande portion des propriétés fertilisantes de l'intrant. Cependant, faisant preuve de réalisme, une certaine ouverture de la part du MDDEFP tolère de plus en plus les procédés de valorisation thermique dans la mesure où il est démontré que ceux-ci n'entrent pas en conflit avec les efforts de recyclage et que les installations rencontrent des normes sévères de qualité des rejets.

Le gouvernement du Québec a pour objectif de détourner la totalité de la matière organique de l'élimination (enfouissement et destruction thermique) pour l'horizon 2020. De nombreux projets sont sur le point de voir le jour et afin de favoriser l'essor de certaines approches, des fonds importants sont réservés pour la construction d'installations de biométhanisation et de compostage. Le Programme de traitement des matières organiques par biométhanisation et compostage (PTMOBC) s'inscrit directement dans la volonté d'atteindre les objectifs pour 2020. Sont visés toutes les catégories de matière organique telles que les restes de table, les résidus verts et les boues d'épuration. Bien que les défis techniques liés à l'émergence massive des nouvelles activités de recyclage et de valorisation soient importants, il y a fort à parier qu'une nouvelle industrie gravitera autour de ces projets majeurs.

Le Québec suit la tendance mondiale à réacheminer la matière organique vers la valorisation mais accuse un certain retard. Dans le cas des stations d'épuration, les pays de l'Union Européenne traitent 60% de leurs boues par digestion anaérobie (Moletta et Cansell, 2003). Plusieurs pays agissent à titre de leader et exportent aujourd'hui leur savoir-faire. Ces travaux s'inscrivent donc dans le contexte effervescent du Québec afin d'y favoriser l'émergence de la valorisation de la matière organique.

CHAPITRE 1

PROBLÉMATIQUE ET OBJECTIFS DE RECHERCHE

Avec les objectifs de détournement de la matière organique vers le recyclage au détriment de l'élimination, les municipalités devront assumer une grande partie de l'effort requis pour assurer la transition. Trois principales sources devront être gérées : les boues d'épuration, les résidus organiques de table et les résidus verts. Les résidus organiques domestiques sont en voie d'être traités principalement par biométhanisation et compostage. Ceux-ci jouissent d'une bonne perception de la part de la population en raison de leur origine. Les principaux efforts et défis techniques concernent essentiellement les prétraitements afin d'assurer une bonne qualité du produit final, lequel pourra être redirigé vers l'agriculture. Du côté des boues d'épuration, les municipalités accusent un important retard. Contrairement au contexte européen, très peu d'installations d'épuration des eaux disposent de digesteurs anaérobies au Québec. Toutefois, la technologie est disponible, mature et accessible. Certaines municipalités se tournent vers la co-digestion (deux sources ou plus mélangées) mais en dépit des efforts menés par les autorités gouvernementales, l'acceptabilité sociale d'une réintroduction agricole des boues d'épuration, dont une partie est d'origine industrielle, demeure difficile et se butte à un changement de perception relativement long.

Les incitatifs financiers et législatifs vont pousser les décideurs à opter pour des solutions de recyclage et de valorisation de la matière organique produite par les stations d'épuration (STEP). La biométhanisation permettra au minimum de réduire la consommation énergétique des installations ainsi que les frais de disposition des boues. Cependant, étant donné la situation économique difficile des municipalités, il est essentiel d'éviter que ces nouvelles activités ne se transforment en un fardeau financier. Dans cette perspective, il y a lieu d'évaluer les solutions permettant d'améliorer la chaîne de traitement des boues d'épuration. La digestion anaérobie constitue un moyen de conversion énergétique mais le résidu issu de celle-ci, le digestat, conserve une partie importante du contenu énergétique en plus de présenter une teneur en eau très élevée.

En réponse à ces difficultés, divers scénarios ont été envisagés et celui de l'utilisation de la gazéification comme traitement supplémentaire après la digestion anaérobie mérite une attention particulière. Il est donc question d'évaluer le potentiel de récupération et de synergie énergétiques d'un couplage entre la digestion anaérobie et la gazéification. Les objectifs de ce projet de recherche sont les suivants :

- Établir les bilans énergétique et massique d'un couplage digestion anaérobie-gazéification;
- Identifier les opportunités de synergie thermique d'un couplage;
- Évaluer sommairement l'effet du couplage sur les propriétés fertilisantes des produits résultant de cette activité.

Ce mémoire est composé de quatre grandes sections. Tout d'abord, la revue de littérature présente l'état de l'art dans les domaines de la digestion anaérobie et de la gazéification, séparément puis ensembles. Par la suite, la méthodologie est présentée afin de décrire précisément la démarche scientifique élaborée pour cette recherche. Suit la section présentant les résultats expérimentaux et finalement, la discussion. Cette dernière présente les analyses issues des résultats obtenus. Ces travaux s'inscrivent dans un contexte bien particulier découlant d'une forte volonté politique et se veulent d'abord et avant tout adaptés au contexte québécois. Les données et paramètres mesurés sont donc obtenus à partir d'une station d'épuration en opération dans la ville de Châteauguay, au Québec, afin de mieux refléter les conditions locales.

CHAPITRE 2

REVUE DE LITTÉRATURE

Cette section se penche sur l'état de l'art et le niveau d'avancement des connaissances en lien avec la digestion anaérobie, la gazéification ainsi que leur utilisation conjointe, référée ci-après par le terme couplage. La recension des écrits a été effectuée principalement dans une perspective de valorisation, d'efficacité énergétique et de conditionnement de la matière. Les principaux paramètres opérationnels ainsi que les diverses approches majeures sont abordés. Une attention est également portée aux nouvelles approches ainsi qu'aux prétraitements menant à l'optimisation des procédés. La section est complétée par les considérations de développement ainsi que les avenues d'optimisation du rendement du couplage technologique.

2.1 La digestion anaérobie

La digestion anaérobie (DA) est un processus biologique naturel reposant sur la capacité de certaines souches de bactéries à entretenir des réactions biochimiques de conversion de la matière organique solide en un produit gazeux. Ce produit, connu sous le nom de biogaz, est principalement composé de CO_2 , de CH_4 , de vapeur d'eau et d'impuretés organiques ou inorganiques. Le processus est scindé en quatre étapes majeures reposant chacune sur un ensemble bactérien distinct tel que présenté à la Figure 2.1.

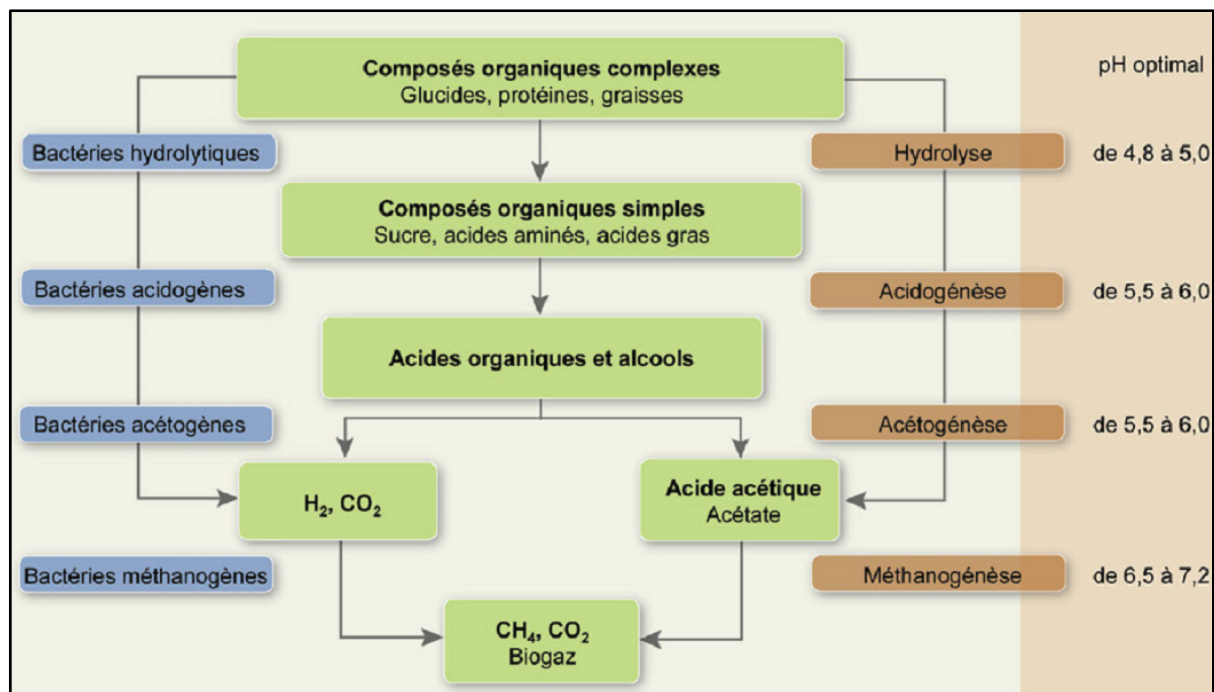


Figure 2.1 Résumé chimique et microbiologique de la digestion anaérobie.

Tiré d'Environnement Canada (2013)

Chacune des étapes (hydrolyse, acidogénèse, acétogénèse et méthanogénèse) sont le résultat de nombreuses réactions chimiques menant à la transformation des composés organiques dont les principaux sont identifiés à la Figure 2.1. L'hydrolyse est généralement considérée comme l'étape limitative en raison de son taux de réaction inférieur (Appels et al., 2008). La littérature est abondante sur les techniques de mise en œuvre des procédés de digestion anaérobie. René Moletta a publié une revue de littérature sur la DA (Moletta et Cansell, 2003) ainsi qu'un livre qui est composé d'un ensemble de chapitres rédigés par des experts du domaine et qui fait la synthèse des connaissances de manière exhaustive (Moletta, 2011). Cet ouvrage rassemble les notions couvrant le fonctionnement, la législation applicable ainsi que les diverses approches s'appliquant à la digestion anaérobie. Il en ressort que la digestion anaérobie est un processus extrêmement vaste et versatile au niveau des applications mais qu'il requiert une connaissance fine des diverses interactions impliquées, des paramètres opérations et des limitations s'y rattachant.

2.1.1 Paramètres opérationnels

Les principaux paramètres influant sur le fonctionnement de la DA et par conséquent, son rendement, sont les suivants : le pH, l'alcalinité, la température et le temps de séjour hydraulique (TSH) (Appels et al., 2008). La siccité est également abondamment discutée puisqu'elle est directement liée au volume des digesteurs via le TSH (Camacho et Prévot, 2011). Les paramètres ici retenus sont la température, la siccité et le TSH en raison de leur incidence accrue sur le bilan énergétique.

La température d'opération est sans aucun doute l'un des paramètres les plus fondamentaux pour la digestion anaérobie puisqu'il déterminera le type de bactérie qui sera favorisé pour la digestion. Trois principales zones de température sont reconnues pour la production de biogaz : psychrophile (10 à 25°C), mésophile (25 à 45°C, surtout près de 37°C) et thermophile (45 à 65°C) (Moletta et Cansell, 2003) tel que présenté à la Figure 2.2.

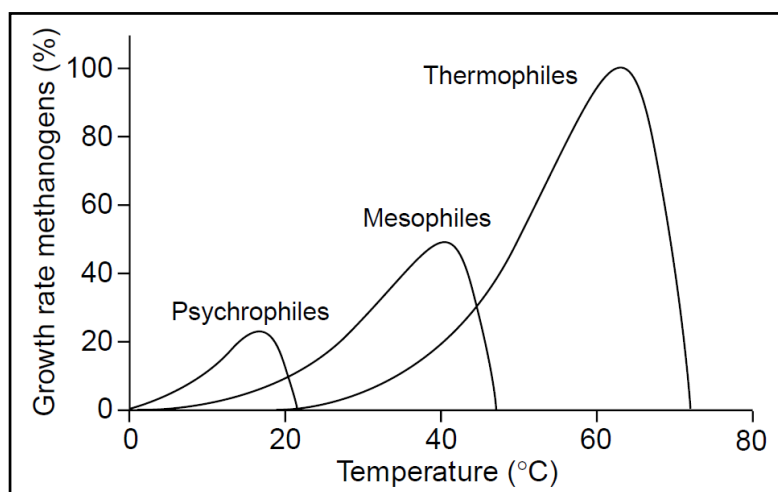


Figure 2.2 Taux de méthanogenèse selon la température.
Tiré de (Lettinga, Rebac et Zeeman, 2001)

Ainsi, le taux de croissance des organismes méthanogènes (*Growth rate methanogens*) augmente avec la température. La digestion anaérobie dans la zone de température psychrophile requiert un TSH plus élevé et est mieux adaptée au climat où la température de

l'affluent se maintient au-dessus de 15°C à l'année (Lettinga, Rebac et Zeeman, 2001). La zone de température mésophile est la plus répandue en industrie (Bernet et Buffière, 2011). Elle est généralement perçue comme un juste milieu entre les pertes thermiques et le rendement méthanogène. La zone de température thermophile est celle qui démontre la plus grande rapidité et le meilleur potentiel de production de biogaz (Camacho et Prévot, 2011). Bien que la demande thermique soit pratiquement doublée par rapport à la DA en conditions mésophiles, la récupération de l'énergie du flux sortant pour chauffer le flux entrant a permis d'atteindre un niveau de performance thermique comparable pour la DA en zone thermophile (Zupančič et Roš, 2003). La même étude conclut à la possibilité d'une réduction de 70% (50% selon Camacho et Prévot, 2011) de volume du digesteur en optant pour un procédé thermophile en raison du temps de rétention réduit. Toutefois, l'accroissement de la température favorise la réduction d'azote ammoniacal ionisée (NH_4^+) au profit de la forme non ionisée (NH_3), laquelle est une substance inhibitrice pour certaines étapes de la DA (Bernet et Buffière, 2011). Finalement, la DA thermophile peut mener à la production d'un digestat désinfecté (Camacho et Prévot, 2011), lequel est plus susceptible de répondre aux exigences des normes élevées pour la valorisation agricole telles que la classe A de biosolides de l'USEPA ou CAN/BNQ 0413-400. Ces dernières établissent des niveaux de qualité permettant l'utilisation agricole des biosolides avec un minimum de contraintes.

Un autre paramètre d'opération important pour la conception est le temps de séjour hydraulique (TSH), lequel est généralement évalué en jours. La charge volumique appliquée (CVA) s'exprime en quantité de matière volatile par unité de volume de digesteur par jour ($\text{kg}_{\text{MV}} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{j}^{-1}$). Ces deux paramètres sont directement liés par le volume du digesteur utilisé tel qu'indiqué par les équations suivantes (2.1 et 2.2) adaptées (Bernet et Buffière, 2011; Camacho et Prévot, 2011).

$$TSH = \frac{V}{Q} [j] \quad (2.1)$$

$$CVA = \frac{MV \cdot Q}{V} = \frac{MV}{TSH} \left[\frac{\text{kg}_{\text{MV}}}{\text{m}^3 \text{ j}} \right] \quad (2.2)$$

Tel que,

V : Volume du digesteur (m^3)

Q : Débit journalier ($\text{m}^3 \cdot \text{j}^{-1}$)

MV : Teneur en matière volatile ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$)

Il ne faut pas confondre le TSH avec le temps de séjour des boues (TSB). Le premier se rapporte à la fraction liquide alors que le second à la fraction solide. Les valeurs du TSH et du TSB ne sont pas forcément les mêmes puisque la fraction liquide peut être renouvelée plus rapidement que la fraction solide qui est parfois maintenue dans le digesteur sur une période prolongée (recirculation). Ces paramètres sont employés pour le dimensionnement des équipements. Selon Camacho et Prévot (2011), pour une DA mésophile, le TSH est généralement d'environ 25 jours pour une CVA (ou charge organique) de 0,8 à 1,8 $\text{kg}_{MV} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{j}^{-1}$. L'expression matière volatile (MV) est généralement employée pour les effluents liquides alors que pour les matières solides comme les boues d'épuration, l'expression solide volatile (VS) est privilégiée puisqu'elle est exprimée en fonction des solides totaux (TS). Pour les substances gazeuses, l'unité volumétrique utilisée est le mètre cube normal (Nm^3) qui représente un mètre cube de gaz à 0°C et à 101,3 kPa.

Au niveau de la siccité (fraction solide d'une substance), les procédés de DA peuvent être classés en trois catégories : humide (moins de 10% de TS), semi-sèche (entre 10 et 20% de TS) et sèche (plus de 20% de TS) (García-Bernet et al., 2011). Le principal avantage d'une biométhanisation sèche est la réduction importante du volume des digesteurs. L'eau présente dans les boues ou le digestat est considérée soit liée ou libre. L'eau libre est celle qui peut être retirée directement des boues sans effort mécanique intense. L'eau liée est présente essentiellement sous forme interstitielle, capillaire ou surfacique et requiert une énergie mécanique ou thermique importante pour être extraite. L'augmentation de la siccité engendre des difficultés techniques au niveau de la capacité mécanique des équipements de pompage et d'agitation mais permet de réduire considérablement le volume des digesteurs. Dans le cas des boues d'épuration, les conditions humides sont plus répandues en raison de la forte teneur initiale en eau ainsi qu'une plus grande facilité de pompage associée à une faible siccité.

2.1.2 Évaluation du rendement

Le rendement de la digestion anaérobie est mesurable par la quantité de méthane contenue dans le biogaz produit en fonction de la quantité de matière présente (Athanasoulia, Melidis et Aivasidis, 2012; Ferrer et al., 2008). Le rendement est mis en comparaison avec le potentiel méthanogène théorique ou expérimental qui représente la valeur de CH_4 produit par unité de matière volatile (MV) selon la substance (Bernet et Buffière, 2011). Cependant, il est crucial de faire la distinction entre la matière volatile ajoutée (MV_A) et celle dégradée (MV_D) puisque certaines études font référence à l'une ou l'autre. Le premier comprend le potentiel de biodégradation de la matière alors que le second n'est exprimé qu'en rapport avec la portion dégradée. Le lien qui unit ces deux paramètres est le taux de dégradation (TD) de la MV, lequel est exprimé en %. Un échantillon facile à dégrader biologiquement, présentera, à terme, un TD de la MV élevé et vice-versa. Ce même taux est lié au TSH dans le digesteur. Le potentiel méthanogène mesuré par diverses méthodologies standardisées (*i.e.* BMP pour *Biochemical methane potential*), est propre à chaque substance et les valeurs pour diverses substances communes se situent entre 0,14 et 1,01 $\text{Nm}^3_{\text{CH}_4} \cdot \text{kg}_{\text{MV}_A}^{-1}$ (Bernet et Buffière, 2011). Pour le cas spécifique des boues d'épuration des résultats expérimentaux font état d'un potentiel méthanogène aux alentours de 0,34 à 0,38 $\text{Nm}^3_{\text{CH}_4} \cdot \text{kg}_{\text{MV}_D}^{-1}$ (0,12 à 0,13 $\text{Nm}^3_{\text{CH}_4} \cdot \text{kg}_{\text{MV}_A}^{-1}$) à partir de boues activées (Athanasoulia, Melidis et Aivasidis, 2012) et de 0,59 $\text{Nm}^3_{\text{CH}_4} \cdot \text{kg}_{\text{MV}_A}^{-1}$ pour des boues primaires (Nallathambi Gunaseelan, 1997). D'autres études font état d'une production dans des conditions industrielles normales allant de 0,25 $\text{Nm}^3_{\text{CH}_4} \cdot \text{kg}_{\text{MV}_A}^{-1}$ (Nallathambi Gunaseelan, 1997) à 0,65 $\text{Nm}^3_{\text{CH}_4} \cdot \text{kg}_{\text{MV}_A}^{-1}$ (Camacho et Prévot, 2011). Le rendement pour les substrats solides peut être calculé à partir de l'équation 2.3 (Bernet et Buffière, 2011).

$$R_{\text{CH}_4} = \frac{Q_{\text{CH}_4}}{Q_e \times [\text{MV}]} \quad (2.3)$$

Tel que,

R_{CH_4} : Rendement en méthane ($\text{Nm}^3 \cdot \text{kg}_{\text{MV}}^{-1}$)

Q_{CH_4} : Débit journalier de méthane ($Nm^3 \cdot j^{-1}$)

Q_e : Flux massique journalier des boues ($kg \cdot j^{-1}$)

$[MV]$: Fraction de MV dans les boues (%)

L'équation 2.3 constitue une façon simple et efficace de mesurer le rendement de la biométhanisation puisqu'elle repose sur des mesures faciles à réaliser (débits et MV). Les résultats peuvent alors être mis en comparaison avec le *BMP*. Le rendement maximum théorique reconnu est exprimé par rapport à la demande chimique en oxygène et s'élève à $0,375 \text{ kg}_{DCO_{consommée}}^{-1}$ (Bernet et Buffière, 2011; Bougrier, Delgenès et Carrère, 2007). Puisque le ratio entre la MV et la DCO n'est pas constant d'une boue à l'autre, il est essentiel de mesurer les deux paramètres afin de pouvoir comparer les valeurs de rendement.

2.1.3 Modèles théoriques

Les principaux modèles pour la digestion anaérobie sont basés sur un régime permanent, ce qui implique une acclimatation de la faune bactérienne présente dans un digesteur sous une opération sans perturbation. Le modèle ADM1 de l'International Water Association (IWA) est sans conteste le plus répandu et est utilisé abondamment (Batstone et al., 2002; Blumensaat et Keller, 2005; Parker, 2005). Des logiciels spécialisés tels que BLOWIN® (modèle ASDM), AQUASIM® ainsi que plusieurs autres sont également disponibles et couramment employés. Ceux-ci permettent de modifier les paramètres d'opération afin de mesurer leur effet sur la cinétique du procédé de façon finement détaillée. D'un point de vue plus macroscopique, le calculateur BEAM (*Biosolids emissions assessment model*) développé par le Conseil canadien des ministres de l'environnement (CCME) se présente comme un outil polyvalent pour l'estimation des émissions GES et de la consommation énergétique liés à la production et au traitement des boues d'épuration. Bien de peu répandu, il est conçu pour servir d'outil d'analyse générale et d'aide à la décision. Il ne saurait toutefois se substituer à un modèle de dynamique de procédé et se veut plutôt complémentaire.

2.1.4 Intrants et extrants

Pour la digestion anaérobie des boues d'épuration, deux principaux types d'intrants sont rencontrés : les boues primaires et les boues activées. Les boues primaires sont celles qui ont été recueillies par précipitation chimique ou naturelle. Les boues activées sont le fruit d'une activité bactérienne intense après laquelle les corps cellulaires précipitent en boues avant d'être recueillis. Ces dernières sont généralement plus difficiles à dégrader par digestion anaérobie en raison de la protection d'une grande quantité de protéines dans les parois cellulaires (Neyens et Baeyens, 2003). La composition des boues est variable d'une région à l'autre et dépend du type de procédé employé. Il est donc primordial de disposer d'une bonne quantification des propriétés des boues avant de procéder avec une analyse approfondie. La composition typique des boues est présentée dans le Tableau 2.1 (adapté de Tchobanoglous et al., 2003) :

Tableau 2.1 Principales caractéristiques des boues primaires et activées

Propriété	Boues primaires	Boues activées
Solides totaux (TS), %	5 - 9	0,8 - 1,2
Solides volatiles (VS), % de TS	60 - 80	59 - 88
Azote (N), % de TS	1,5 - 4	2,4 - 5,0
Phosphore (P_2O_5), % de TS	0,8 - 2,8	2,8 - 11
Potassium (K_2O), % de TS	0 - 1	0,5 - 0,7
Graisses et huiles, % de TS	6 - 35	5 - 12
Cellulose, % de TS	8 - 15	-
Protéines, % de TS	20 - 30	32 - 41
Énergie, kJ/kg de TS	23 000 - 29 000	19 000 - 23 000

Le bilan énergétique est essentiellement composé de l'énergie requise pour le fonctionnement du digesteur (chauffage des boues et du digesteur, brassage et pompage) ainsi que de l'énergie dégagée par celui-ci (biogaz, pertes thermiques et chaleur du digestat). Les pertes thermiques d'un digesteur en mode thermophile compteraient pour environ 2 à

8,5% des besoins en chaleur (Zupančič et Roš, 2003). La majeure partie du besoin restant est attribuée au chauffage des boues entrantes. Il y a là une grande opportunité de récupération de chaleur transférant l'énergie du flux de matière sortant vers le flux entrant tel que soulevé par Zupančič et Roš (2003). À la lumière des informations recueillies dans la littérature, le bilan des transferts énergétique est présenté à la Figure 2.3.

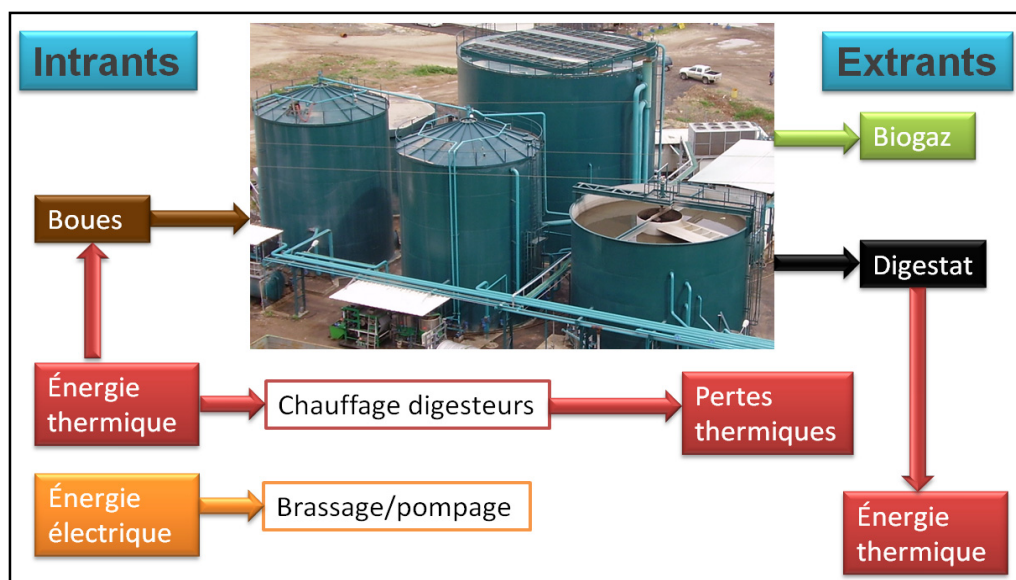


Figure 2.3 Schéma des intrants et extrants d'un digesteur.

À l'exception de l'énergie chimique, les intrants énergétiques sont essentiellement thermiques et électriques alors que les extrants sont thermiques. Les boues sont converties par l'activité bactérienne en biogaz et en digestat (énergie chimique). Une partie de l'énergie thermique est perdue vers l'environnement alors qu'une autre partie sort du digesteur sous forme de digestat chaud.

2.1.5 Optimisation du rendement

Dans le but d'améliorer le rendement de la digestion anaérobie, diverses approches de prétraitement ont été développées. L'objectif de ces prétraitements consiste à diminuer la taille des molécules présentes dans la boue et ainsi rendre la matière plus facile à assimiler

par les bactéries. Cela réduit le temps requis pour l'hydrolyse et lorsque cette étape est limitative, le temps de séjour dans le digesteur diminue substantiellement. Une augmentation de la production de biogaz est également observable. La littérature est abondante sur ce sujet et les principales techniques sont distinguées de la façon suivante : mécaniques (ultrasons, lyse par centrifuge, haute pression, etc.), thermiques (basse et haute température) et chimiques (ozone, alcalinité, etc.). Les prétraitements jouent sur deux fronts en améliorant la digestibilité et le potentiel de déshydratation pour certains (Neyens et Baeyens, 2003). Il est généralement admis que les prétraitements ont une plus grande influence sur les boues biologiques (ou activées) que sur les boues primaires puisque ces dernières sont déjà plus faciles à digérer par les bactéries bien que certains résultats tendent à démontrer un résultat similaire pour les deux types de boues (Wilson et Novak, 2009). L'amélioration du rendement s'explique par la solubilisation (ou mise en solution) de la matière composant les boues (Bougrier, Delgenès et Carrère, 2008). Dans cette dernière étude, la méthode employée pour mesurer le pourcentage de solubilisation (S_{DCO}) consiste à évaluer la demande chimique en oxygène soluble (DCO_S) et totale (DCO_0) avant et après la solubilisation. La relation est exprimée selon l'équation 2.4 et toutes les valeurs de DCO sont exprimées en $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$. Cela représente un indicateur de l'amélioration du potentiel méthanogène pour un traitement donné.

$$S_{DCO} = \frac{DCO_S - DCO_{S_0}}{DCO_0 - DCO_{S_0}} \quad (2.4)$$

Tel que,

S_{DCO} : Solubilisation de la DCO

DCO_0 : DCO totale

DCO_{S_0} : DCO soluble initiale

DCO_{S_0} : DCO soluble après traitement

Diverses revues des principaux prétraitements ont été conduites et mènent aux conclusions suivantes. Au niveau des prétraitements mécaniques, le principal effet est d'augmenter le

taux de digestion par une réduction de la taille des particules (Carrère et al., 2010). Les ultrasons permettent d'engendrer une surchauffe locale où des micro-poches de gaz implosent. Les pressions et températures locales favorisent la création de radicaux au fort pouvoir oxydant (Bougrier, Carrère et Delgenès, 2005). Cela mène à la solubilisation d'une plus grande partie des molécules présentes et par conséquent à l'augmentation de la production de biogaz. Selon Bougrier et al. (2005), les trois principaux paramètres influant sur le fonctionnement du procédé par ultrasons sont les suivants : l'énergie fournie, la fréquence employée et la nature de l'intrant. L'énergie minimale avancée pour libérer de manière significative les matériaux complexes par destruction des floes se situe entre 1000 et 3000 kJ · kg_{TS}⁻¹. L'application d'un niveau d'énergie spécifique au-delà de 7000 kJ · kg_{TS}⁻¹, ne contribue plus significativement à l'augmentation de la production de biogaz. Dans leurs expériences, Bougrier et al. (2006) ont établi l'énergie spécifique (E_s) en fonction de la puissance (P), le temps d'application (t), le volume de l'échantillon (V) et la teneur initiale en solides totaux (TS_0) selon la relation 2.5.

$$E_s = \frac{P \cdot t}{V \cdot TS_0} \quad (2.5)$$

Du côté des prétraitements thermiques, les méthodes se distinguent essentiellement par la basse (50 à 70°C) ou la haute température (>100°C) employée. Ce type de traitement consiste essentiellement à faire subir une augmentation plus ou moins rapide de la température au produit devant être digéré. Beaucoup d'expériences ont été menées afin de déterminer la température, le taux de chauffage et le temps d'application optimaux. Il en ressort que les prétraitements thermiques entre 70 et 121°C peuvent mener à une augmentation de 20 à 30% de la production de biogaz alors que la zone 160 à 180°C peut mener à une augmentation de 40 à 100% en plus d'augmenter le potentiel de déshydratation du produit (Bougrier, Delgenès et Carrère, 2008). Toutefois, une mise en garde est formulée pour la formation de composés réfractaires à des hautes températures (Neyens et Baeyens, 2003) et même d'un phénomène de caramélisation des sucres vers 220°C (Wilson et Novak, 2009). La grande variabilité des résultats entre les études s'explique en grande partie par l'influence de la composition des

boues (primaires, biologiques ou mixtes). Cela doit être considéré afin d'établir la température adéquate pour le prétraitement (Gavala et al., 2003). Plus la biodégradabilité initiale des boues non traitées est faible, plus le gain sera important avec un prétraitement thermique (Bougrier, Delgenès et Carrère, 2008). Bien que de nombreux ouvrages vantent les mérites des prétraitements thermiques continus ou discontinus (Abu-Orf et al., 2011), des tests tendent à démontrer une influence très limitée pour les conditions de haute température en amont d'une digestion anaérobie thermophile et suggèrent plutôt d'opter pour une prédigestion bactérienne aux alentours de 70°C (Climent et al., 2007). Cette même étude remet en question l'association entre la solubilisation de la DCO et le rendement en biogaz tel que fréquemment rencontré dans la littérature (Bougrier, Delgenès et Carrère, 2008; Kim et al., 2003). Une attention a également été portée à l'utilisation d'un traitement thermochimique (chaleur et alcalinité), lequel pourrait augmenter considérablement la production de biogaz (Shehu, Abdul Manan et Wan Alwi, 2012).

La digestion en série vise à maximiser la production de biogaz. Des essais pour une digestion en série constituée de deux réacteurs en zone mésophile font état d'une augmentation de la production de méthane et d'une réduction des VS en suspension (Athanasoulia, Melidis et Aivasidis, 2012). La digestion duo-phasique implique de séparer les étapes d'acidogenèse et de méthanogenèse dans des digesteurs distincts afin de favoriser séparément les bactéries associées à chaque activité. Moletta (2009) arrive à la conclusion que cette approche n'a pas démontré de gain justifiant l'investissement supplémentaire.

2.2 La gazéification

La gazéification est un procédé de dégradation thermochimique survenant lors de l'augmentation de la température (généralement au-delà de 700°C) dans un environnement limité en oxygène (Rezaiyan et Cheremisinoff, 2005). Contrairement à la pyrolyse qui requiert une absence quasi-totale d'oxygène, la gazéification est effectuée selon un ratio stœchiométrique de combustion (comburant/carburant) supérieur à 0 mais inférieur à 1. La présence d'oxygène est contrôlée afin de maintenir le processus de gazéification

énergétiquement autosuffisant. Les produits peuvent prendre trois formes selon les paramètres d'opération et la composition de l'intrant : gaz de synthèse, huile et cendres (charbonneuse ou totalement minérales), lesquelles sont poudreuses ou vitrifiées. Certains principes généraux applicables à la combustion peuvent être transposés à la gazéification. La littérature est nettement plus abondante sur les mécanismes de combustion puisque ceux-ci sont employés depuis plus longtemps pour le traitement des boues par incinération. Plusieurs ouvrages agissent à titre de références majeures dont celui produit par Werther et Ogada (1999) qui ont décortiqué en détails un vaste éventail d'approches en combustion des boues d'épuration, de la production des boues aux rejets solides et gazeux. Cette étude arrive à la conclusion que la combustion des boues d'épuration peut être faite de façon à limiter les émissions nocives et la lixiviation des métaux lourds. D'autres chercheurs suggèrent de prioriser l'acheminement des boues d'épuration vers les cimenteries lorsque celles-ci se trouvent à une distance suffisamment rapprochée pour justifier le transport (Houdková et al., 2008; Stasta et al., 2006). La gazéification est relativement souvent abordée comme solution mais la situation ne semble gère avoir grandement évolué depuis la conclusion de Ferrasse en 2003 à l'effet que de nombreuses études sont encore requises avant de procéder à l'implantation plus vaste de projets impliquant les boues d'épuration (Ferrasse, Seyssiecq et Roche, 2003). Les délais importants encourus dans les projets au Québec, tels que l'oxydation humide assistée par plasma (OHAP) développée par Hydro-Québec et installée à Valleyfield, semblent donner raison à Ferrasse.

2.2.1 Paramètres opérationnels

Les principaux paramètres influant sur le procédé sont la température de gazéification, la nature de l'agent de gazéification et sa concentration ainsi que le temps de réaction. De nombreux tests ont été menés sur les boues d'épuration à différentes températures de gazéification. Il ressort qu'une augmentation de température se traduit par une plus grande production d'hydrogène et un temps de réaction réduit (Nipattummakul et al., 2010a). Selon la même étude, une gazéification des boues devrait être effectuée à une température

supérieure à 800°C pour obtenir un taux de réaction ainsi qu'un taux de conversion satisfaisants et ce, particulièrement lorsque de la vapeur d'eau est l'agent de gazéification.

Les principaux agents de gazéification sont l'air, la vapeur, l'oxygène et l'hydrogène. Le choix de celui-ci aura une influence considérable sur les propriétés du gaz de synthèse, ci-après syngaz. La Figure 2.4, adaptée de Rezaiyan et Cheremisinoff (2005) résume les principaux produits en fonction des agents de gazéification.

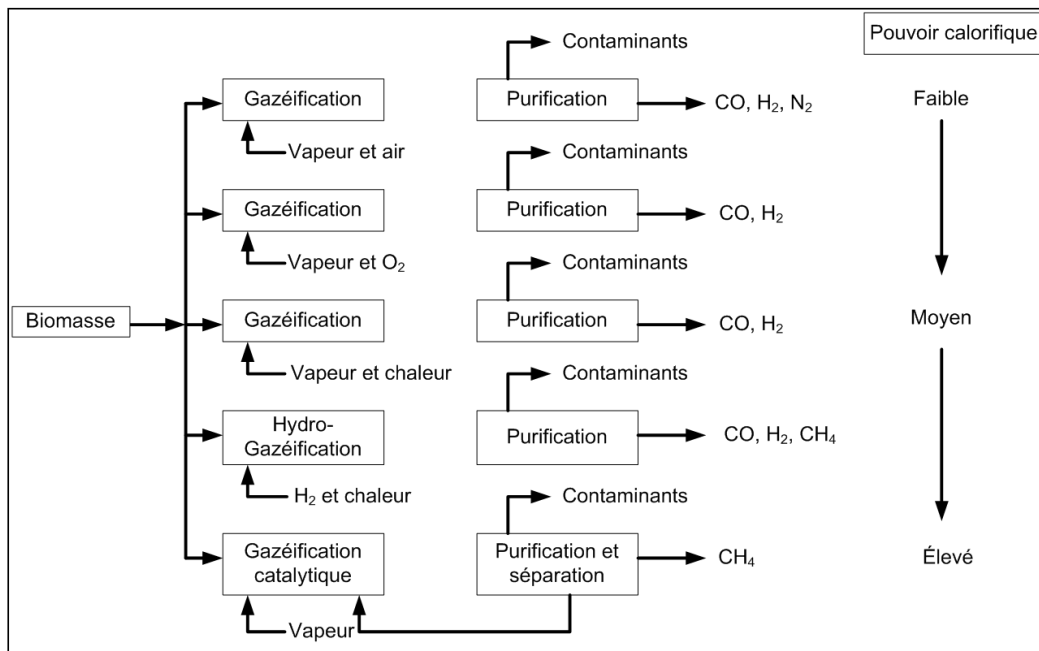


Figure 2.4 Principales méthodes de gazéification.

Adapté de Rezaiyan et Cheremisinoff (2005)

Les différents agents de gazéification permettent la production de divers produits de qualité variable. La qualité d'un gaz de synthèse (syngaz) est généralement évaluée à partir de sa composition, c'est-à-dire sa teneur en substances combustibles (H_2 , CH_4 , CO , C_xH_y , etc.) et par conséquent, son pouvoir calorifique. Le pouvoir calorifique peut osciller entre 4 et 40 $MJ \cdot Nm^{-3}$ selon l'agent de gazéification et le procédé (McKendry, 2002). La présence de contaminants tels que les cendres et la poussière entrent en ligne de compte mais dépend fortement des mécanismes de collecte et d'épuration du gaz produit (Ferrasse, Seyssieq et

Roche, 2003). Pour des mélanges de boues d'épuration et de matière ligneuse, des travaux font état d'une augmentation de 40% de la production de H_2 en utilisant la vapeur plutôt que l'air comme agent de gazéification (Saw et al., 2012). Selon les mêmes chercheurs, les biosolides pourraient produire plus de H_2 que le bois.

La présence d'eau peut également avoir un effet marqué sur la gazéification en prolongeant l'étape de séchage. Cela revêt une importance plus grande dans le cas des boues d'épuration en raison de leur forte teneur en eau malgré les efforts de déshydratation. Toutefois, l'augmentation du taux d'humidité peut mener à l'augmentation du PCI du gaz généré en favorisant le craquage des goudrons (Xie et al., 2010).

2.2.2 Évaluation du rendement

Le rendement est discuté essentiellement par rapport à deux critères. Premièrement, il est question de l'énergie totale pouvant être dégagée à partir du gaz de synthèse, essentiellement composé de CH_4 , de CO et de H_2 . Deuxièmement, une grande attention est également portée au pouvoir calorifique (PC) du gaz. Il n'est donc pas seulement envisagé de produire le maximum de gaz mais plutôt d'atteindre un équilibre entre la qualité et la quantité de celui-ci. Ainsi, des chercheurs s'attardent aux produits de la gazéification en fonction des paramètres d'opération (Xie et al., 2010).

L'évaluation du rendement ou de la performance de la gazéification doit absolument tenir compte de la contribution de carburants auxiliaires. Ainsi, l'efficacité du gaz froid (EGF), également connue en anglais comme « *cold gas efficiency* » représente le bilan d'énergie chimique du produit sur l'énergie chimique du combustible. L'équation 2.6 permet d'évaluer cette efficacité de conversion thermochimique. Celle-ci est inspirée de celle fournie par plusieurs chercheurs (Cao et al., 2006; Mountouris, Voutsas et Tassios, 2006) mais il est important de soustraire l'énergie du combustible d'appoint de l'énergie totale mesurée afin d'obtenir uniquement l'énergie dégagée par le combustible visé par la gazéification.

$$EGF [\%] = \frac{PC_{produits\ ciblés} \times \dot{m}_{produits}}{PC_{combustible} \times \dot{m}_{combustible} + E_{auxillaire}} * 100 \quad (2.6)$$

Tel que,

PC : Pouvoir calorifique

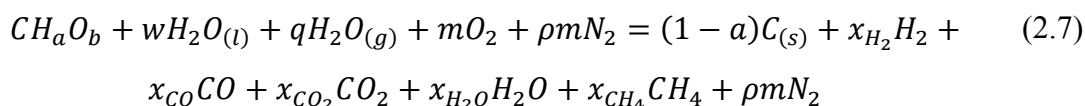
$\dot{m}$: Débit massique

E : Énergie

Le pouvoir calorifique des produits ciblés (généralement H_2 , CO et CH_4) est multiplié par le débit massique et mis en rapport avec l'énergie totale contenue dans le combustible. Des essais sur divers types de biomasse présentent une EGF entre 60 et 85% (Zainal et al., 2002). D'autres recherchent font plutôt référence à l'efficacité thermique apparente (ETA) qui est le rapport entre l'énergie dégagée par le syngaz et l'énergie de combustion du produit brut. Toutefois, cela prend en considération les réactions de recombinaison, lesquelles peuvent être endothermiques. Ainsi, des chercheurs font plutôt état d'une ETA de $1,28 \text{ kg}_{\text{gaz}} \cdot \text{kg}_{\text{solide}}^{-1}$ (Nipattummakul et al., 2010a). Cela n'est pas dû à un flux d'énergie sortant plus élevé que le flux entrant mais plutôt à l'inclusion des sources d'énergie d'appoint dans le bilan. Plusieurs études visent à calculer l'efficacité de conservation de l'exergie du procédé (Kalinci, Hepbasli et Dincer, 2011; Ptasinski, 2008). Des recherches ont démontré que l'efficacité énergétique et exergétique est maximale au point limite du carbone (PLC) ou « *carbon boundary point* », lequel est situé à la limite de formation du carbone (goudron) lors de la présence tout juste suffisante d'air comme agent de gazéification (Puig-Arnau, Bruno et Coronas, 2010). Il est question d'une efficacité exergétique d'environ 80% pour la gazéification de la biomasse mais il est mentionné que celle-ci est limitée par des fortes teneurs en eau (Ptasinski, Prins et Pierik, 2007). Finalement, une des façons les plus simples d'évaluer le bilan de la gazéification consiste à déterminer l'enthalpie de formation des flux entrants et de la comparer avec l'énergie totale des flux sortants. Cette approche a été employée avec succès pour décrire sommairement un procédé de gazéification des boues d'épuration (Groß et al., 2008).

2.2.3 Modèles théoriques

Azzone et al. (2012) décrivent la réaction de gazéification de résidus agricoles à l'aide d'un gazéificateur à colonne descendante (Azzone, Morini et Pinelli, 2012). L'équation de réaction 2.7 est très simple et permet de résumer l'ensemble des réactions. Cela facilite la compréhension en vue d'évaluer les proportions des produits générés lors de la formation du gaz de synthèse.



Tel que,

w et q : facteur pondérant respectivement la quantité d'eau liquide et de vapeur d'eau

m : facteur pondérant la quantité d'oxygène et d'azote

ρ : ratio azote/oxygène (3,76 pour l'air)

x : fraction molaire des gaz

α : portion du carbone impliqué dans la réaction

En combinant cette dernière approche à celle de Groß et al. (2008) telle que décrite dans l'évaluation du rendement, il est possible dresser le portrait des réactions impliquée et de déduire l'énergie dégagée par la gazéification d'un combustible. D'autres modèles plus complexes ont été développés mais requièrent une importante quantité d'analyses. Par exemple, des travaux portant sur la pyrolyse partent de l'hypothèse qu'il existe trois zones de température principales pour la conversion thermochimique des solides vers le biocharbon ainsi que les substances volatiles et que chacune de ces étapes correspond à un niveau de dégradation (Conesa et Domene, 2011). Une énergie d'activation est également associée à chacune de ces étapes par analyse thermogravimétrique (Font, Fullana et Conesa, 2005). Les taux de volatilisation en fonction de la température et du temps sont déterminés en utilisant des constantes évaluées à partir de l'équation d'Arrhenius en vue d'une application itérative. La complexité découle généralement de l'évaluation de la portion solide restante. Barman propose un modèle plus complet basé sur les travaux d'autres chercheurs (Barman, Ghosh et

De, 2012; Goyal, Seal et Saxena, 2008; Zainal et al., 2002). L'analyse particulière de la dégradation des boues d'épuration par pyrolyse mène à croire que les trois pics de dégradation observés aux alentours de 250°C, 350°C et 550°C découleraient, respectivement, de la dégradation de la portion volatile de la matière biodégradable, des corps cellulaires et du carbone organique résiduel (Conesa et al., 1998).

Du côté de la cinétique de gazéification, les modèles varient selon le type de gazéificateur employé. Miao et al. (2013) ont réalisé une étude comparative des différents modèles existants et arrivent à une bonne prédiction de la température de lits fluidisés en régime permanent à l'aide d'un modèle numérique. Les régimes transitoires sont très peu étudiés et suscitent peu d'intérêt en raison des performances moindres, de la grande complexité de ceux-ci et du souhait d'atteindre le niveau d'opération de conception du gazéificateur le plus rapidement possible. Des perturbations de diverses natures peuvent engendrer une période transitoire temporaire. Pour la gazéification assistée au plasma, un modèle appelé GasifEq existe et permet d'effectuer des analyses énergétiques et exergétiques (Mountouris, Voutsas et Tassios, 2006).

L'une des recherches les plus intéressantes sur les modèles numériques de gazéification est celle réalisée par Puig-Arnavat, Bruno et Coronas (2010). Il est question de trois principales catégories de modèles : cinétiques, à l'équilibre (*equilibrium*) et les réseaux neuronaux artificiels. Les modèles thermodynamiques (à l'équilibre), bien que plus simples et indépendants du design des gazéificateurs sont nettement moins précis que les modèles cinétiques. Ils sont mieux adaptés à la conception préliminaire et plusieurs sont compensés par des modèles phénoménologiques ou des coefficients de correction. Puig-Arnavat et al. (2010) mentionnent également l'utilisation de réseaux neuronaux ainsi que du logiciel Aspen Plus® (modèle cinétique). Ce dernier est assez répandu fait l'objet de quelques travaux sur la gazéification du charbon plus spécifiquement et implique une capacité de calcul numérique importante.

2.2.4 Intrants et extrants

Le taux d'humidité revêt une très grande importance lorsqu'il est question de valorisation énergétique des boues d'épuration puisque les besoins en combustible d'appoint en dépendent directement. Afin de traiter les boues d'épuration, des chercheurs ont conclu qu'un niveau de siccité de 35 à 45 % pour les boues mixtes et de 45 à 55 % pour les boues digérées est requis pour permettre une combustion auto-suffisante (Boran et al., 2008). Tel que mentionné par Hamilton et cité par Ferrasse, « le pré-séchage des boues humides à plus de 90% de TS est virtuellement essentiel parce qu'un gazéificateur peut s'avérer être un séchoir très dispendieux » (Ferrasse, Seyssiecq et Roche, 2003; Hamilton, 2000). Cela se confirme de façon assez générale dans la littérature. La température des particules lors de la combustion fait l'objet d'une attention particulière. Beaucoup d'énergie est investie afin de franchir la température de 100°C et la volatilisation de la matière organique est considérée négligeable avant 150°C (Werther et Ogada, 1999). Le fait que l'énergie d'appoint requise soit directement tributaire du taux d'humidité est largement reconnu pour la combustion des boues d'épuration. Werther et Ogada (1999) reprennent des données de carburant auxiliaire en fonction du ratio H₂O/matière sèche. La relation est linéaire et la quantité requise d'huile en kg par tonne de boue sèche passe de 0 pour une siccité de 35% jusqu'à environ 600 kg d'huile pour une siccité de 16% si l'air de combustion n'est pas préchauffé pour un appareil de combustion (incinération) à lit fluidisé. Boran et al. (2008) calculent 0,31 MWh de gaz naturel par tonne sèche de boue à incinérer.

Les extrants de la gazéification prennent plusieurs formes : gazeux (gaz de synthèse), liquides (huile) et solides (biocharbon, cendres ou vitrifiat). Selon les paramètres d'opération, la composition des extrants peut varier grandement. Ainsi, des chercheurs ont présenté des résultats menant à la conclusion que l'augmentation de la teneur en eau dans les boues pouvait favoriser la production de charbon, la présence de CO₂, de CH₄ et de H₂ dans le gaz de synthèse, augmenter le PCI et réduire la production de la phase liquide (huile pyrolytique) (Xie et al., 2010). Dans la même étude, il est mentionné que le gaz de synthèse provenant de la gazéification des boues et celui de la gazéification du digestat présente un écart plus

important sur la production de CO_2 et de H_2 . Autrement dit, la gazéification du digestat engendre un gaz de synthèse de qualité moindre, ce qui en réduit les applications potentielles. Un niveau de complexité supérieur a été observé par analyse thermogravimétrique de la cinétique pyrolytique des boues digérées et des boues non-digérées (Scott et al., 2006). Cette étude montre qu'une analyse thermogravimétrique effectuée à l'aide d'un algorithme générant des équations d'ordre 1 parvient à exprimer la volatilisation des boues non-digérées avec seulement huit équations. Les boues digérées, quant à elles, se sont avérées beaucoup plus complexes à analyser fort probablement en raison de la présence de composés plus réfractaires. La teneur en matière inorganique des boues digérées a présenté un effet important sur la répartition des produits de la pyrolyse (gaz, huile et charbon) et leur composition en partie en raison des capacités catalytiques de certains minéraux (Fonts et al., 2009). Le gaz de synthèse est généralement accompagné d'une production de goudron. Celui-ci contient une partie de matière volatile et sa production est souvent étudiée dans le cadre de la pyrolyse en faisant appel à un traitement secondaire par craquage thermique (Caballero, Marcilla et Conesa, 1997). La grande majorité des hydrocarbures produits par la pyrolyse des boues seraient composés de quatre atomes de carbone et moins (C_4) (Conesa et al., 1998).

Au niveau des extrants solides, Bourgel et al. (2011) ont étudié l'évolution du phosphore et d'autres éléments inorganiques dans la réaction de gazéification des boues d'épuration. Les réactions ont été simulées à l'équilibre à l'aide du logiciel FactSage©, lequel est spécialisé en réactions thermochimiques et repose sur des bases de données d'énergies de réaction et d'activation. Les résultats montrent que la présence d'éléments inorganiques peut influencer l'intensité du comportement du phosphore lors de sa vaporisation et de sa condensation. Cela est particulièrement important dans les applications visant à maintenir une partie des propriétés fertilisantes malgré la combustion des boues. Les caractéristiques du biocharbon produit sont influencées de manière significative par les conditions de gazéification ou de pyrolyse (Brewer et al., 2009). Il y a une excellente opportunité d'étudier la question et d'optimiser les pratiques afin d'obtenir des meilleures caractéristiques pour le biocharbon selon l'application désirée (surface totale ou spécifique, PC, composition chimique, etc.). À

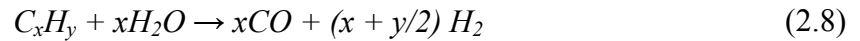
partir des résultats obtenus par Bourgel et al. (2011), il est possible de déduire que le phosphore présente une très faible volatilité sous la température de gazéification de 600°C. Toutefois, des transformations au niveau des types de phosphore sont observées au-delà de 500°C. (Zhang, Yamasaki et Nanzyo, 2001). Selon le même chercheur, une libération du phosphore organique est observée à 500°C mais en augmentant davantage la température, il y a une transformation vers les phosphates. Le phosphore peut être extrait des cendres d'incinération par une lixiviation forcée à l'acide sulfurique (Horttanainen et al., 2010) mais aucune information n'a été trouvée sur l'extraction à partir du biocharbon.

Du point de vue des polluants, les préoccupations face à la gazéification ou la pyrolyse sont sensiblement les mêmes que pour la combustion ou l'incinération. Les métaux à basse température de vaporisation tels que le mercure et le cadmium peuvent se retrouver dans les gaz de combustion. Les hydrocarbures aromatiques polycycliques (HAP) sont également surveillés. Toutefois, le groupe de substances le plus néfaste est sans aucun doute celui des polychlorodibenzo-dioxines et furanes (PCDD/PCDF). De nombreuses études mentionnent les effets mais l'essentiel est que les conditions de formation sont bien documentées et que les mécanismes de contrôle sont relativement efficaces dans les nouvelles installations et qu'un contrôle rigoureux de la présence de HCl permet de réduire la formation des PCDD/PCDF, laquelle est favorisée par les propriétés catalytiques des cendres (Fullana et al., 2004). Puisqu'il existe 210 congénères de PCDD/PCDF, toutes sont ramenées en toxicité équivalente par rapport au congénère le plus nocif à l'aide des facteurs *international toxic equivalent factor* (i-tef) découlant du *international toxic equivalent quantity* (i-teq). Une place importante est également accordée aux composés azotés. Fullana et al. ont effectué plusieurs tests à différentes températures et obtiennent une corrélation entre le prétraitement (aucun, digestion aérobie ou digestion anaérobie) et certaines substances produites lors de la pyrolyse. Le prétraitement des boues (aérobie ou anaérobie) réduirait certaines émissions azotées (Fullana et al., 2003).

2.2.5 Optimisation du rendement

La déshydratation constitue l'un des principaux défis pour la voie de valorisation thermique des boues d'épuration. L'extraction de l'eau contenue dans les boues requiert une quantité importante d'énergie thermique et mécanique. D'un point de vue mécanique, la compression des boues est limitée essentiellement par les diverses formes de rétention de l'eau contenue par celles-ci tel qu'énoncé précédemment sur le sujet de la siccité. La capacité des divers équipements en fonction de la composition des boues est bien connue et documentée (Tchobanoglous et al., 2003). Du côté thermique, l'évaporation pure et simple à l'aide d'un séchoir semble la solution la plus évidente. Conséquemment, des recherches ont été menées afin d'améliorer le séchage ou d'identifier d'autres approches (Chen, Lock Yue et Mujumdar, 2002; Kudra, 2003). Il semble néanmoins que le séchage demeure une science complexe à mettre en œuvre. Le séchage par friture emploie des huiles de cuisson usées afin de faciliter l'évaporation de l'eau et d'augmenter le pouvoir calorifique du mélange dans le but d'atteindre un niveau de siccité auto-thermique (Peregrina et al., 2006). En dépit du fait que cette étude arrive à une conclusion de faisabilité technique, elle repose sur l'incinération comme principale méthode d'élimination pour les huiles de cuisson usées. Cette pratique est de moins en moins courante en raison de la valeur de l'huile comme biocarburant. L'étude met également en garde contre la déperdition abiotique des ressources (appauvrissement de la matière organique) découlant de la combustion de ressources telles que les huiles de cuisson usées ou même les boues d'épuration.

La gazéification étant une conversion thermochimique, plusieurs études ont soulevé le potentiel de catalyseurs menant à une augmentation de la teneur en H_2 du gaz de synthèse et par conséquent à une augmentation de son pouvoir calorifique (Afif, Azadi et Farnood, 2011; Manara et Zabaniotou, 2012). La forte teneur en eau des boues pourrait même être bénéfique pour la production de H_2 selon les mêmes Manara et Zabaniotous (2012). Cela s'explique en partie par les réactions de changement eau - gaz (*water gas shift reaction*) et de reformation eau - hydrates de carbone qui s'expriment respectivement grâce aux relations 2.8 et 2.9 (Manara et Zabaniotou, 2012) :



Pour cette réaction, les facteurs x et y découlent directement des proportions de carbone et d'hydrogène rencontrées dans la biomasse étudiée. Ces réactions démontrent l'importance vitale de l'eau dans le procédé de gazéification.

L'approche adoptée en gazéification revêt une importance substantielle dans l'optimisation du rendement. Des travaux de recherche ont mené à des résultats faisant état d'une augmentation de 25 % de l'énergie récupérée des boues d'épuration en utilisant la gazéification à la vapeur par rapport à la pyrolyse pour une même température (Nipattummakul et al., 2010b). La gazéification supercritique, quant à elle, consiste à amener l'eau à une pression et une température au-delà du point transcritique. Il est alors possible de procéder à une gazéification sans évacuer l'eau présente et récupérer une grande partie de l'énergie thermique de l'effluent pour préchauffer l'affluent. Toutefois, cette approche est encore au stade expérimental et le coût demeure nettement plus élevé que pour les méthodes de production d'énergie conventionnelles (Yukihiko, 2002). Son avantage énergétique semble tout de même prometteur, du moins en théorie (Wilkinson et al., 2012).

La gazéification au plasma retient beaucoup l'attention. Elle fait appel à des très hautes températures et des installations sont présentement en opérations, dont une à Valleyfield. Le plasma est présenté comme une solution universelle, écologique et efficace mais peine à démontrer sa viabilité économique et technique. De nombreuses études se penchent sur le sujet et apportent des pistes de solutions pour l'implantation de cette approche mais la plupart demeurent expérimentales ou à échelle pilote (Kalinci, Hepbasli et Dincer, 2011; Mountouris, Voutsas et Tassios, 2006; Mountouris, Voutsas et Tassios, 2008). L'importante consommation électrique des torches au plasma constitue son principal obstacle. Dans certains cas, la production de plasma consomme près de la moitié de l'électricité produite par la gazéification des boues (Mountouris, Voutsas et Tassios, 2008).

La gazéification peut également être induite par une source d'énergie sous forme de micro-ondes. Domínguez et al. (2008) arrivent à obtenir un gaz de synthèse plus riche en H_2 et CO en plus d'abaisser l'énergie d'activation requise par le biocharbon avec la pyrolyse induite par micro-ondes par rapport à la pyrolyse conventionnelle. Cela découlerait d'une gazéification très délocalisée et favorisée par la présence d'agents de gazéification locaux résultant du CO_2 produit et de la réaction de changement eau - gaz (2.9). De plus, il est mentionné que la teneur en eau influence de façon plus importante la pyrolyse conventionnelle que la pyrolyse induite par micro-ondes.

2.3 Le couplage digestion anaérobie et gazéification

Quelques études s'intéressent au traitement successif des boues d'épuration par digestion anaérobie puis par incinération, gazéification ou pyrolyse. Toutefois, peu s'intéressent aux interactions possibles. Il est généralement plutôt question des avantages économiques associés à une telle approche. Les principaux avantages soulevés par les chercheurs sont les suivants (Boran et al., 2008; Cao et Pawłowski, 2012; Houdková et al., 2008) :

- La réduction du volume par DA réduit la quantité de boues à disposer thermiquement et par conséquent, l'énergie nécessaire;
- Les subventions accordées à la production électrique à partir de biogaz peuvent contribuer significativement au succès financier du couplage;
- Réduction des coûts et des émissions associés à la disposition du digestat si enfoui;
- La possibilité de convertir les boues en biocombustibles.

Des recherches ont très récemment mené au dépôt d'une demande de brevet pour un système de DA et de gazéification couplé mais faisant appel à la méthanation par l'injection du syngaz directement dans les digesteurs en amont (Josses et Benedek, 14 mars 2013). Cette approche n'est pas étudiée dans ce document mais constitue néanmoins une piste de développement fort intéressante.

2.3.1 Bilans énergétiques et massiques

La comparaison entre la digestion anaérobie, l'incinération seule et l'incinération du digestat issu de la DA a été effectuée d'un point de vue économique et énergétique par Houdková et al. (2008). Les résultats obtenus par ces derniers chercheurs suggèrent que l'incinération des boues mixtes non stabilisées (primaires et biologiques) présente le plus grand excès d'énergie avec 1,71 MWh (6,14 GJ) par tonne de boue traitée. À l'opposé, la digestion anaérobie seule dégage nettement moins d'énergie en raison de la matière volatile résiduelle dans le digestat avec 1,38 MWh (4,96 GJ) par tonne de boue traitée. Toutefois, d'un point de vue économique, en République tchèque, la solution la plus avantageuse est la DA combinée à l'incinération du digestat. L'incinération des boues mixtes est le scénario le moins souhaitable d'un point de vue financier. Selon l'étude, cela s'explique essentiellement par les tarifs de rachats subventionnés applicables à l'énergie électrique produite par du biogaz en vigueur en République tchèque et dans plusieurs autre pays européens, ce qui est différent de la situation au Québec. Toutefois, un aspect de cette étude mène à une autre piste. Une grande attention est portée au potentiel de déshydratation des boues alors que l'énergie excédentaire est considérable. Dans le bilan réalisé par Houdková et al. (2008), une grande quantité de gaz naturel est employée (environ 162 MWh) pour assurer l'incinération alors que les rejets thermiques sont très importants (209 MWh) tel que montré à la Figure 2.5.

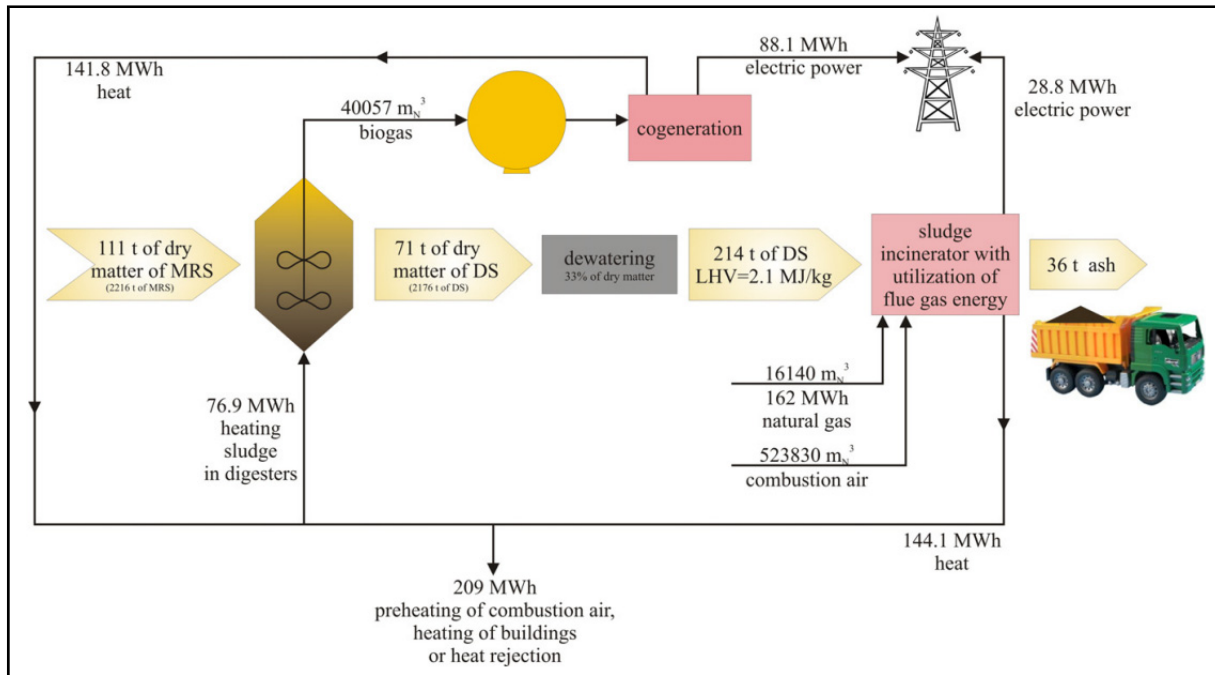


Figure 2.5 Bilan d'énergie et de masse de la DA et de l'incinération des boues mixtes.
Tiré de Houdková et al. (2008)

Bien que l'importance d'un séchage soit reconnue pour la gazéification des boues, la plupart des travaux recensés sur une approche combinée biologique et thermique n'y font pas appel. Il y a une opportunité intéressante d'évaluer le potentiel énergétique qui serait disponible pour des applications de séchage assuré à partir des rejets thermiques. Cela risquerait fortement de bonifier le bilan, de réduire la consommation de combustible d'appoint. Cette approche a été présentée et existe en tant que technologie commercialisée telle que présentée à la Figure 2.6.

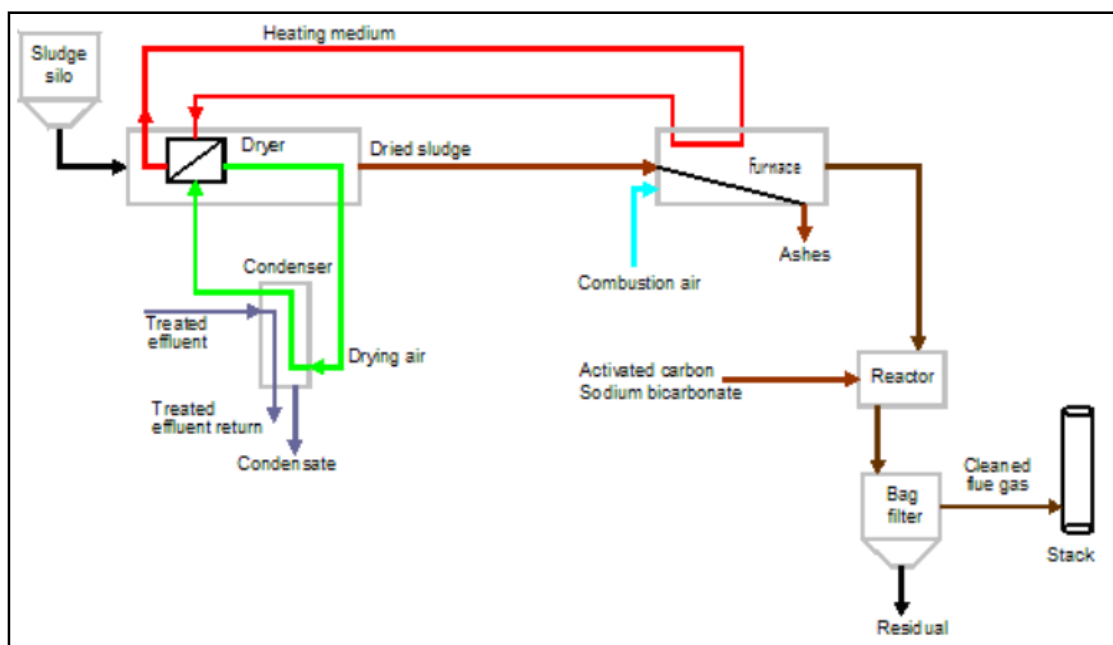


Figure 2.6 Diagramme de procédé BioCon ERS de Krüger (Veolia).

Tiré de (Abu-Orf et al., 2011)

L'énergie extraite de la combustion n'est probablement pas facile à valoriser et un système de transfert de chaleur très ingénieux doit être mis en place. Cependant, il y a un grand intérêt à réutiliser l'énergie excédentaire et de maximiser les surplus de biocombustibles tels que le biogaz. Bien que commercialement disponible, cette dernière approche est très peu répandue. Il est fort possible qu'à l'époque de conception des équipements actuels de combustion des boues, le souci des coûts d'immobilisation était plus important que celui des coûts énergétiques.

Werther et Ogada (1999) font mention des résultats d'Albrink et al. (1992) qui perçoivent la DA comme une amélioration puisqu'elle permet de réduire de 50% le volume de boue à traiter. Il semble clair qu'améliorer le rendement de la DA constitue une excellente façon de bonifier le bilan de la valorisation énergétique des boues (Cao et Pawłowski, 2012). Dans une autre étude, Boran et al. (2008) présentent sensiblement les mêmes résultats que Houdkovà et al. (2008) sous une autre forme. Toutefois, cette présentation est très intéressante puisqu'elle

permet de déduire le bilan énergétique et massique par tonne sèche de boue entrante (voir Figure 2.7).

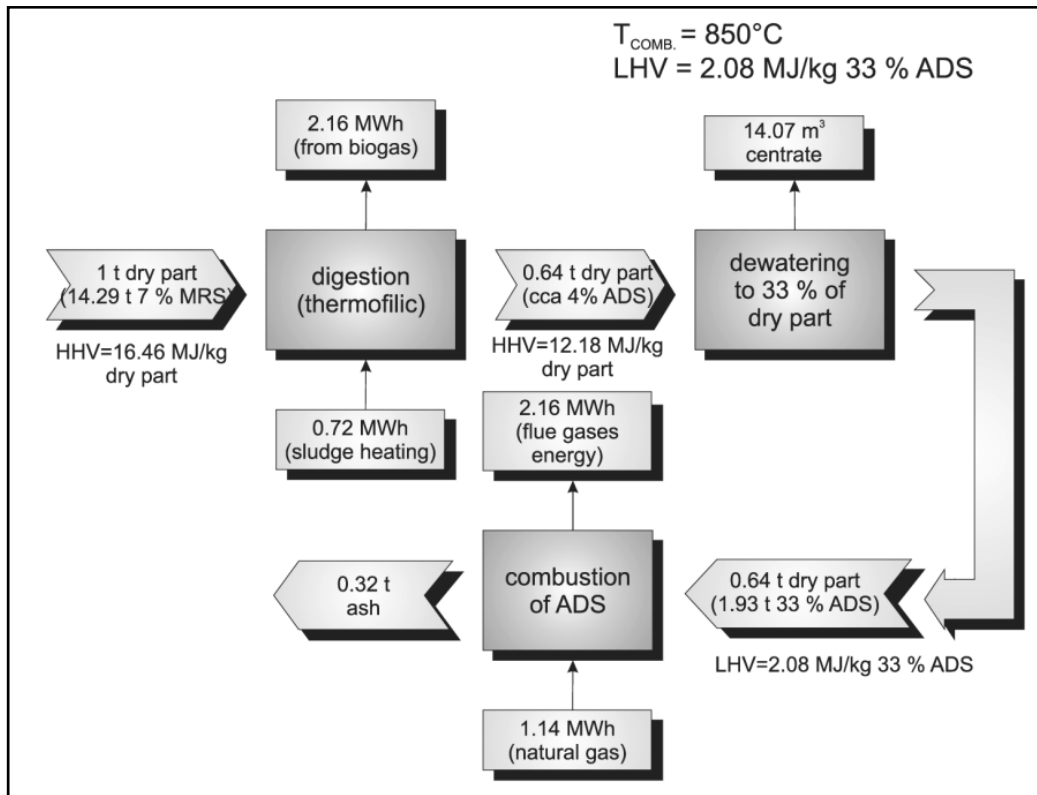


Figure 2.7 Bilan d'énergie et de masse de la DA et de l'incinération des boues mixes.

Tiré de Boran et al. (2008)

À la lumière des informations contenues dans la Figure 2.7, il est question d'un investissement énergétique en gaz naturel de 1,14 MWh (4,10 GJ) et d'un potentiel de récupération de chaleur de 2,16 MWh (7,78 GJ) par tonne métrique anhydre (tma) de boue. 0,72 MWh (2,59 GJ) de chaleur est requis pour le chauffage des boues et 2,16 MWh (7,78 GJ) est disponible sous la forme de biogaz. La digestion anaérobie engendre la réduction de la masse de boue à traiter en plus de diminuer de l'énergie disponible dans le digestat.

2.3.2 Gaz à effet de serre et impact environnemental

En ce qui a trait aux gaz à effet de serre, les informations recueillies sont parfois contradictoires. La digestion anaérobie fasse relativement l'unanimité en termes de réduction des GES. Toutefois, comme dans les études de Houdkovà et al. (2008) et de Boran et al. (2008), il est très souvent considéré que l'électricité produite à partir de biogaz remplace de l'électricité produite à partir de combustibles fossile. La situation québécoise est nettement différente étant donnée la forte proportion d'hydroélectricité, ce qui réduit considérablement la portée de l'un principaux avantages avancés précédemment. Néanmoins, l'enfouissement de la matière organique est presque toujours considéré comme une activité coûteuse sur le plan environnemental et à éviter (Hébert et al., 2012).

La gazéification simple des boues présente un bilan de GES moins avantageux que la DA accompagnée de cogénération et de séchage en biosolides (Abu-Orf et al., 2011). Cependant, cette dernière étude est peu transparente sur les démarches ayant mené à cette conclusion. Cette conclusion peut s'expliquer en partie par le contexte où la production électrique engendre de grandes quantités de GES. Dans ce cas, l'électricité produite à partir du biogaz réduit donc les GES par rapport à l'électricité produite à partir de combustibles fossiles. Ce contexte est fortement différent de celui du Québec. Néanmoins, les résultats de ces auteurs pointent incontestablement vers un élément majeur : l'impact environnemental est généralement réduit par l'optimisation de la production de biogaz. En d'autres termes, la production de biogaz est directement liée à la réduction des GES associée au traitement des boues d'épuration.

2.3.3 Récupération des ressources

Les arguments sont nombreux en faveur de la préservation des ressources minérales et organiques lorsqu'il est question de la gestion des boues d'épuration. Le phosphore est sans conteste l'un de éléments les plus prisés, et cela à juste titre puisque son extraction des gisements est de plus en plus difficile et conséquemment, onéreuse (Fuchs et al., 2010). Il

s'avère toutefois qu'il peut se retrouver en concentration importante dans les boues. Bien que la méthode la plus simple pour retourner le phosphore à la terre soit l'épandage des boues, des efforts importants sont investis afin d'extraire celui-ci des produits issus du traitement des boues (biosolides, biocharbon, cendres, etc.). Cela s'explique en partie la crainte, justifiée ou non, de l'insertion de métaux lourds et de substances chimiques industrielles ou pharmaceutiques contenus dans les boues d'épuration vers la chaîne alimentaire ou la contamination de l'environnement immédiat par lixiviation. Selon certains chercheurs, la gazéification pyrolytique accompagnée d'une extraction du phosphore serait préférable d'un point de vue environnemental et toxicologique (Nakakubo, Tokai et Ohno, 2012). L'incinération des boues, quant à elle, est nettement discréditée comme méthode de disposition (Suh et Rousseaux, 2002). Cette dernière étude aborde timidement un aspect crucial et sous négligé de la valorisation agricole. Il y est question des infrastructures nécessaires pour le stockage des boues ou du digestat entre les périodes d'épandage. Cette gestion peut devenir problématique car, bien que sujette à des fluctuations saisonnières, la production de matière organique n'est pas exclusivement concentrée à l'automne et au printemps comme le sont les épandages. De plus, une forte opposition des points de vue se fait sentir entre les partisans de la valorisation directe de la matière organique et ceux privilégiant la neutralisation thermique. Les premiers ont réalisé de nombreuses études et guides de pratiques faisant la promotion d'une utilisation responsable et sécuritaires des biosolides sur les terres agricoles (Hébert et al., 2008; Perron et Hébert, 2007; Solagro, 2004). De l'autre côté, ceux qui s'opposent à cette approche privilégient une destruction thermique efficace et complète via les cimenteries ou les nouvelles approches de combustion telles que la gazéification, la pyrolyse ou la conversion en biocarburant (Horttanainen et al., 2010; Houdková et al., 2008; Werther et Ogada, 1999). Devant des positions aussi tranchées, il y a forcément lieu d'étudier davantage la question et d'établir les conditions favorables pour l'une ou l'autre des filières ou une combinaison des deux.

CHAPITRE 3

MÉTHODOLOGIE

La méthodologie présentée dans cette section vise à établir une démarche permettant de dresser le bilan d'un couplage digestion anaérobie – gazéification. Étant donné que ce couplage n'est pas en opération à une échelle réelle, il a été privilégié d'utiliser les données d'une station d'épuration du Québec et d'effectuer des essais sur une installation de gazéification à petite échelle. L'intention est de déterminer les difficultés et les opportunités d'innovation en lien avec la réalisation de ce couplage technologique.

3.1 Évaluation du bilan de la digestion anaérobie

Pour la digestion anaérobie, l'évaluation du bilan est effectuée à partir des paramètres d'opération, les paramètres de conception et les données recueillies par les opérateurs d'une station d'épuration. Dans la mesure où elles sont disponibles, des valeurs annuelles sont utilisées afin de déterminer le bilan global moyen d'opération. Les exploitants des stations d'épurations sont tenus par le MDDEFP de recueillir les informations concernant les débits d'opération, la quantité de matière organique, la demande biologique en oxygène sur cinq jours (DBO_5), la fraction de matières volatiles, etc. La station d'épuration (STEP) étudiée dans le cadre de cette recherche est celle de la municipalité de Châteauguay (Québec), située sur la rive-sud de Montréal. Mise en opération en 1991, cette STEP (Figure 3.1) est de type biofiltration et est l'une des rares à posséder un digesteur anaérobie au Québec.



Figure 3.1 Station d'épuration Saint-Bernard, Châteauguay.
Tiré de Google Street View®, 9 juillet 2013

Bien que ce type de traitement épuratoire soit peu répandu au Québec, les concepts applicables à la biofiltration peuvent généralement être transposés aux autres procédés d'épuration biologique mécanisés. Les boues primaires et secondaires mélangées sont ensuite dirigées vers un digesteur anaérobie pour ensuite être déshydratées. Cette dernière étape est assurée par un filtre-pressé qui permet de réduire considérablement la masse de boue à traiter. L'équipement utilisé est montré à la Figure 3.2.

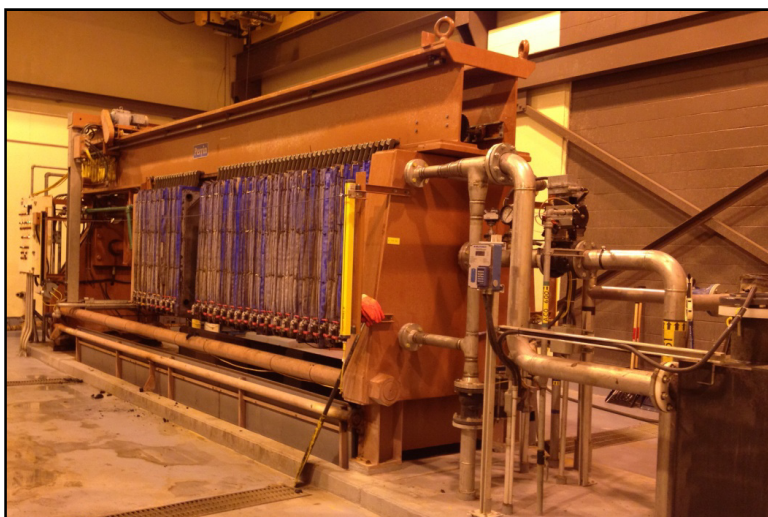


Figure 3.2 Filtre-pressé de la STEP de Châteauguay.

Ce sont les données fournies par les opérateurs qui servent de point de départ pour l'étude. Dans un premier temps, le bilan massique est calculé. Les valeurs manquantes sont évaluées à partir des données obtenues dans la littérature et des équations (2.1), (2.2) et (2.3) présentées précédemment. Celles-ci permettent de déduire la production de biogaz et de méthane à partir des paramètres d'opération de l'installation. Une fois le bilan massique établi, des valeurs de pouvoir calorifique sont appliquées et le bilan énergétique est ainsi déduit. Les mesures de pouvoir calorifique sont basées sur plusieurs échantillons mais il n'est pas économiquement réaliste d'effectuer des prélèvements tout au long d'une année. Bien que la composition des boues puisse varier légèrement, deux séries de tests sont complétés à des périodes différentes en triplicata ou plus. Les principaux types de mesures effectuées ainsi que les méthodes utilisées sont présentées dans le Tableau 3.1.

Tableau 3.1 Propriétés mesurées et méthodes utilisées

Propriétés	Unités	Méthode
Solides totaux (TS)	%	Standard methods - 2540 G
Solides volatiles (VS)	% de TS	Standard methods - 2540 G
Phosphore total (P_2O_5)	% de TS	Sous-traitance (Laboratoires AGAT)
Pouvoir calorifique (PC)	kJ/ kg	Manuel d'opération CAL2K-ECO

Les méthodes « *Standard methods for the examination of water & wastewater* » sont tirées de la 21^e édition de ce l'ouvrage du même nom publié en 2005 (Eaton et Franson, 2005). Ces méthodes décrivent en détails les procédures permettant d'effectuer des mesures thermogravimétriques. Pour les deux premières méthodes, deux fours permettant de maintenir la température à 105°C (solides totaux) et 550°C (matière volatile), respectivement, sont utilisés pour ces mesures et sont montrés à la Figure 3.3.



Figure 3.3 Fours pour la mesure de la MV (gauche, 550°C) et des TS (droite, 105°C).

Seule la mesure du phosphore total est effectuée en sous-traitance. Cela s'explique par la nécessité d'effectuer cette mesure par une personne expérimentée avec la manipulation de plusieurs réactifs puissants. Pour la mesure du pouvoir calorifique, le manuel d'opération de la bombe calorimétrique CAL2K-ECO dicte une procédure à suivre pour déterminer le pouvoir calorifique. La Figure 3.4 montre l'appareil utilisé dans le cadre de ce laboratoire.



Figure 3.4 Bombe calorimétrique CAL2K-ECO.

La liste des équipements, de leur manufacturier, de leur numéro de série ainsi que de leur dernière date de calibration ou d'entretien connue est présentée dans le Tableau 3.2.

Tableau 3.2 Liste des équipements

Équipement	Modèle	Numéro de série	Dernière calibration
Bombe calorimétrique	CAL2K-ECO	04-10/02-07/034	Auto-calibration (Août 2013)
Balance analytique	METTLER AT261	P07918	Décembre 2012
Four à 550°C	Labtech LEP-230P	07040303	Août 2013
Four à 105°C	VWR 1305U	0301294	Août 2013

Ces équipements sont la propriété de l'École de technologie supérieure et sont situés dans le laboratoire de la Station Expérimentale des Procédés Pilotes en Environnement (STEPPE-ÉTS).

3.2 Évaluation du bilan de la gazéification

La portion expérimentale portant sur la gazéification est rendue possible grâce à la contribution d'un partenaire industriel supplémentaire, Terragon Technologies de l'environnement inc. Cette entreprise commercialise un appareil de gazéification de petit format destiné au traitement de toutes sortes de matières résiduelles solides ou huileuses. L'appareil appelé MAGS pour *Micro-Auto Gasification System* est disponible pour une utilisation commerciale. La Figure 3.5 montre l'apparence extérieure de l'appareil MAGS.

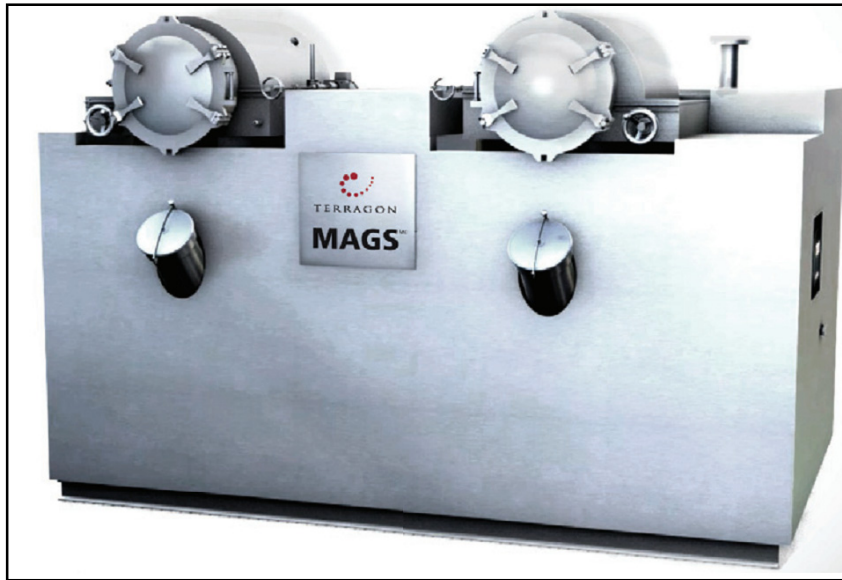


Figure 3.5 Apparence extérieure du MAGS.
Propriété de Terragon technologies de l'environnement inc.

Cet appareil n'est pas spécifiquement conçu pour le traitement des boues d'épuration mais plutôt pour les matières résiduelles de pouvoir calorifique moyen à élevé. Cependant, l'accès à l'appareil, sa facilité d'utilisation ainsi que sa simplicité de fonctionnement ont favorisé le choix de celui-ci pour cette étude. De multiples capteurs sont positionnés à des emplacements stratégiques dans l'appareil (plancher et plafond des chambres de gazéification, chambre de combustion, etc.). Pour les tests, les données sont enregistrées toutes les 10 secondes directement à même le système de contrôle de l'appareil relié à un ordinateur. Le principe de fonctionnement général de l'appareil est présenté à la Figure 3.6. Le gaz de synthèse est produit dans la chambre de gazéification avant d'être redirigé vers la chambre de combustion. La chaleur récupérée sert par la suite à chauffer le contenu de la chambre de gazéification avant que les gaz de combustion ne soit épurés.

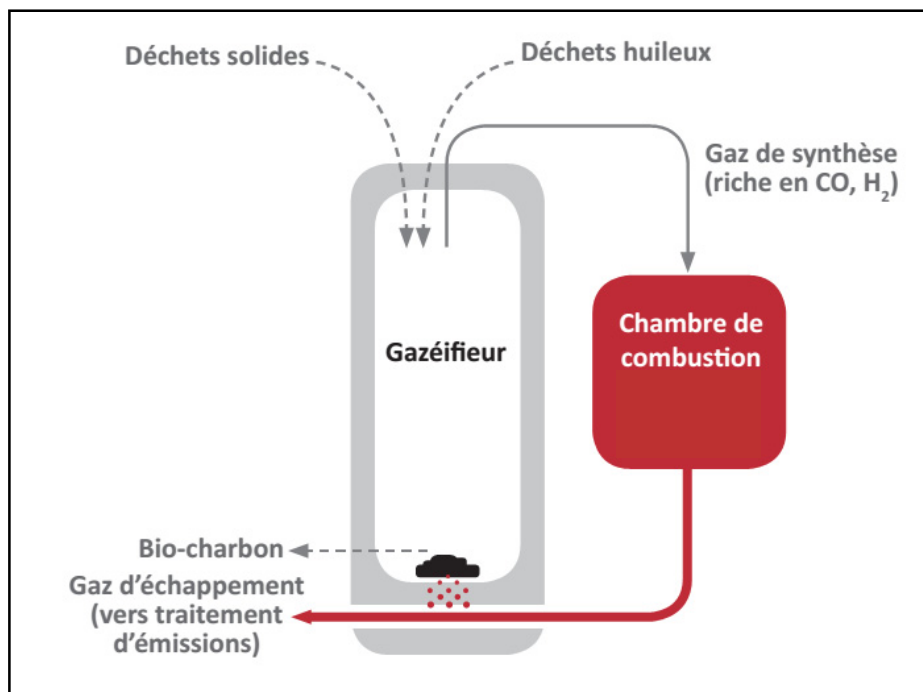


Figure 3.6 Schéma de principe de fonctionnement du MAGS.
Propriété de Terragon technologies de l'environnement inc.

Il est important de rappeler que ces travaux concernent la gazéification de façon générale. La méthodologie est adaptée à la technologie employée mais pourrait tout aussi bien être transposée à un autre type de gazéificateur.

Les tests préliminaires ont permis de conclure que la forte teneur en eau empêche la mesure directe de la contribution directe des boues dans le bilan énergétique. Dans les conditions des essais et en fonction des paramètres du gazéificateur, les boues requièrent plus d'énergie que ce qu'elles contiennent. Conséquemment, le contenu énergétique est analysé avant et après la gazéification afin de déduire de manière indirecte l'énergie extraite des boues. Dans les conditions de tests, cela procure une meilleure précision qu'une tentative d'isoler la contribution du combustible auxiliaire dans le bilan énergétique. Ainsi, le bilan énergétique et massique de la gazéification repose sur la masse (M), la siccité (S) et le pouvoir calorifique (PC) avant et après la gazéification ainsi que l'énergie extraite (E). Les bilans suivants sont employés afin d'établir la conversion de la masse (3.1) et l'énergie récupérée (3.2). Ceux-ci découlent directement du principe de conservation de masse et d'énergie en associant le flux

entrant (digestat) au flux sortant (biocharbon) et au flux dégagé lors de la combustion (combust).

$$M_{digestat} \times S_{digestat} = (M_{biocharbon} \times S_{biocharbon}) + M_{combust} \quad (3.1)$$

$$M_{digestat} \times PC_{digestat} = (M_{biocharbon} \times PC_{biocharbon}) + E_{combust} \quad (3.2)$$

Tel que,

M : Masse

S : Siccité

PC : Pouvoir calorifique

E : Énergie

À partir de ces bilans simplifiés, il est possible de déduire la masse dégradée lors de la gazéification ainsi que l'énergie dégagée. Les bilans pour la DA et la gazéification sont alors fusionnés en considérant les sources énergétiques disponibles et leur densité respective. Il sera alors possible de comparer les valeurs obtenues à celles de la littérature.

CHAPITRE 4

ANALYSE EXPÉRIMENTALE ET RÉSULTATS

L'analyse expérimentale porte sur la réalisation des bilans séparés de la digestion anaérobie et de la gazéification. Ces bilans sont ensuite fusionnés afin de refléter fidèlement le couplage des deux technologies. Les données brutes sont présentées à l'ANNEXE I. Les bilans de chaque technologie et du couplage sont présentés sous forme de classeurs à l'ANNEXE II. Les résultats ont été présentés sous forme d'article scientifique déposé et accepté dans le cadre de la 8th *conference on Sustainable Development of Energy, Water and Environment Systems* (SDEWES 2013) en Croatie. Cet article est inclus à l'ANNEXE III. Il a été soumis et est actuellement considéré pour une publication dans un journal scientifique.

4.1 Démarche expérimentale

L'analyse a été effectuée en deux temps. Tout d'abord, des tests préliminaires ont eu lieu dans le but de valider la démarche décrite au CHAPITRE 3. Puis, des tests réels ont été menés dans le but d'obtenir des résultats plus complets et selon des paramètres d'opération optimisés en réponse aux difficultés rencontrées en phase préliminaire.

4.1.1 Première phase de tests : tests préliminaires

Pour les tests préliminaires, des boues ont été prélevées après l'étape de déshydratation à la STEP de Châteauguay. Ensuite, les boues ont été immédiatement transportées vers le laboratoire de Terragon Technologies de l'environnement inc. en date du 12 décembre 2012. Les boues ont été insérées par sac de 10 à 17 kg dans le gazéificateur MAGS préalablement chauffé à environ 450°C. Un total de 100 kg a ainsi été traité sur une période de 2h30. L'appareil a été maintenu en marche pendant une heure avant de tomber en mode de refroidissement. La température dans la chambre de gazéification a chuté de façon importante atteignant un creux près de 350°C. Cela découle directement de la forte teneur en eau dans

les boues qui a excédé la capacité d'évaporation de l'appareil. Ainsi, il n'a pas été possible d'atteindre une gazéification auto-thermique et le carburant auxiliaire (diesel) a dû être utilisé tout au long du test. De plus, la zone de gazéification n'a pu être directement identifiée visuellement (présence de flamme dans la chambre de combustion). Toutefois, en observant la température dans le gazéificateur (température du plancher), il est très facile d'identifier les étapes clés du test. La Figure 4.1 montre l'évolution de la température.

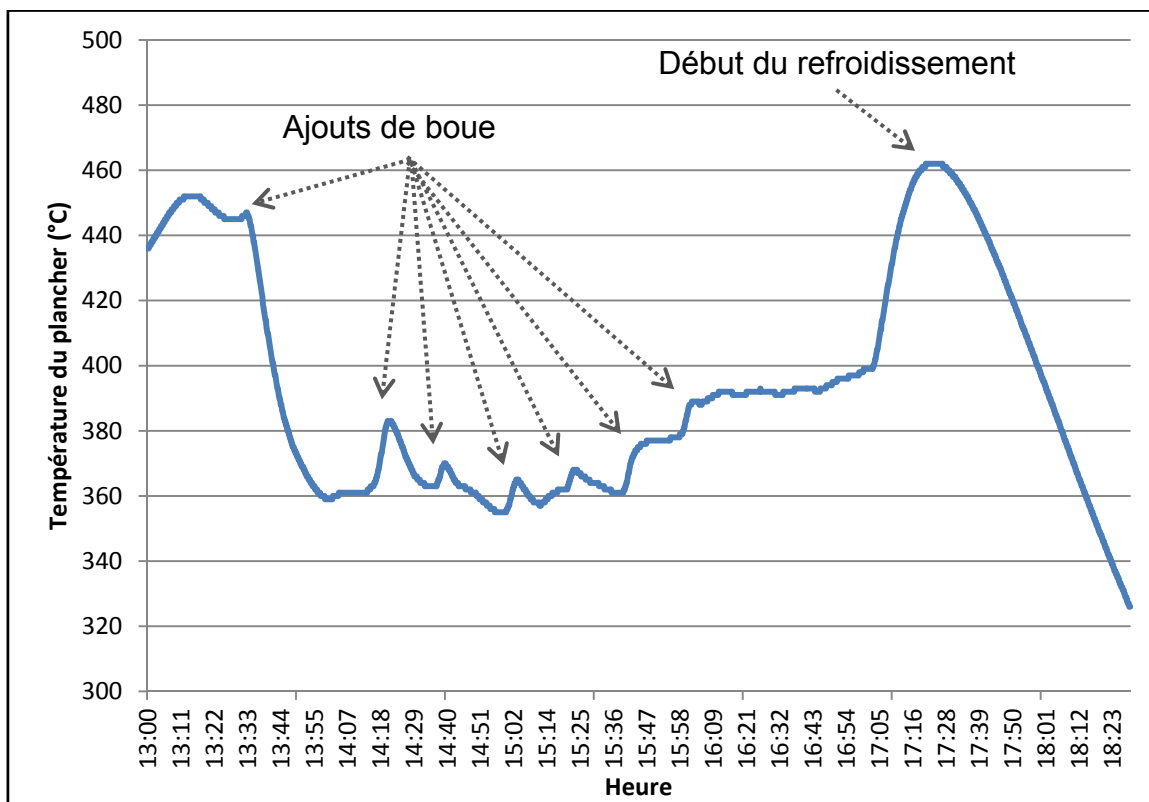


Figure 4.1 Évolution de la température du planché de la chambre de gazéification.

En observant la Figure 4.1, il est possible de constater que chaque ajout de boue correspond à une augmentation de la température immédiatement suivi d'une diminution. L'augmentation progressive de la température n'est probablement pas due à un début de gazéification mais plutôt à un effet d'isolation engendré par la solidification du biocharbon au fond du réacteur où sont situés les thermocouples. Ce phénomène n'est pas ou est très peu observable lors du premier chargement. À la fin du test, le biocharbon a refroidi sur une

période d'environ 12 heures. Il a ensuite pu être extrait et sa gazéification incomplète a rapidement été constatée comme en témoigne la Figure 4.2.



Figure 4.2 Apparence du résidu lors des tests préliminaires.

Les tests préliminaires sont peu concluants. D'une part, la contribution du gaz de synthèse est peu significative et ne peut donc être séparée de celle du combustible auxiliaire. En plus, la gazéification a été trop écourtée pour compléter la réaction et assurer l'obtention d'un biocharbon bien gazéifié. L'augmentation de la température avant le début du refroidissement s'explique par la formation d'une croûte de digestat semi gazéifié dans le fond de la chambre de gazéification. Cette croûte découle de la phase agglutinante observée pour le séchage des boues lors de la transition semi-liquide à solide (siccité de 55% à 70%), laquelle est mentionnée et relativement bien étudiée dans la littérature (Chen, Lock Yue et Mujumdar, 2002; Kudra, 2003; Werther et Ogada, 1999). Toutefois, des portions de biocharbon bien gazéifié ont pu être récupérées afin de procéder à des analyses et de valider le processus expérimental tant pour le biocharbon que pour les boues digérées.

Des échantillons de digestat et de biocharbon ont été réfrigérés jusqu'à leur analyse thermogravimétrique dans le laboratoire de la STEPPE-ÉTS. Les délais pour le traitement ont excédé le maximum prescrit par la méthode 2540 G de Standard Methods. Toutefois, les tests ont été menés dans le but de valider les manipulations en laboratoire et d'obtenir des résultats approximatifs permettant de guider la seconde série de tests. Le Tableau 4.1 regroupe les données obtenues lors de ce premier test.

Tableau 4.1 Paramètres physiques mesurées (1er test)

Paramètre	Digestat	Biocharbon	Variation
Solides totaux (TS)	22%	100%	+355%
Matière volatile (VS)	55%	15%	-73%
Pouvoir calorifique (PC)	12,046 MJ/kg _{sec}	1,240 MJ/kg _{sec}	-90%

Selon les résultats obtenus, 73% de la matière volatile a été consommé. Cela est accompagné d'une réduction de 90% du pouvoir calorifique. Le biocharbon est entièrement sec et présente une humidité négligeable. L'apparence du digestat sec et du biocharbon peut être observée à la Figure 4.3.



Figure 4.3 Digestat (gauche) et biocharbon (droite) après les premiers tests.

En observant la Figure 4.3, il est possible de constater que le digestat, bien que relativement homogène, présente quelques contaminants inorganiques et organiques (cheveux/poils, brindilles et morceaux de feuilles/végétaux). Cela suggère que certaines substances organiques, dont possiblement les protéines telles que la kératine sont faiblement dégradées lors de la DA. Le biocharbon produit dans cette expérience est caractérisé par des granules pâles (surtout inorganique) et plus foncées (portion organique partiellement gazéifiées). Cela mène à deux observations : la gazéification n'a pu être complétée et certaines structures organiques sont réfractaires aux basses températures employées dans l'expérience.

4.1.2 Deuxième phase de tests : méthode initiale

La seconde phase de tests s'est déroulée dans le laboratoire de Terragon en date du 12 juin 2013. Toutefois, afin de contrer l'effet de la faible siccité du digestat recueilli (environ 23%), un séchage à l'air libre (température entre 25 et 30°C) durant une semaine a été tenté. Bien que cette méthode ajoute une nouvelle source d'incertitude, les résultats suggèrent que la fraction de l'eau qui est liée est probablement élevée dans les boues testées puisque la siccité n'a été portée qu'à environ 28%. Cette démarche s'inspire d'autres études permettant de séparer la fraction liée de la fraction libre de l'eau (Chen, Lock Yue et Mujumdar, 2002). Cela n'a cependant pas été suffisant pour éviter que les problèmes de la première phase ne se manifestent. Ainsi, malgré un temps de gazéification relativement long, le biocharbon produit était de mauvaise qualité et faiblement gazéifié. Cette phase a donc été considérée invalide. Il a été conclu que la quantité de vapeur d'eau produite excède la capacité du système de postcombustion. Cela s'ajoute à l'effet de la phase de transition collante observée lors du premier test et telle que décrite par Werther et Ogada (1999). Ces derniers proposent d'ailleurs de procéder à la recirculation des granules à haute siccité lors du séchage afin limiter autant que possible la durée de la phase collante des boues. Les analyses n'ont pas été effectuées en raison de la faible qualité du biocharbon, lequel était encore bien humide lors de son extraction.

4.1.3 Troisième phase de tests : méthode alternative

Afin d'éviter la répétition des difficultés rencontrées, une faible quantité de boues (15 kg) a été insérée dans le gazéificateur préalablement chauffé. La réaction a été maintenue pour approximativement deux heures et le résidu a pu refroidir durant un minimum de douze heures. Cette fois, la gazéification a été bien complétée et un biocharbon de qualité a pu être récupéré. Les boues provenaient de la même collecte que celles de la deuxième phase et ont eu lieu trois jours après la deuxième phase. Les résultats sont présentés au Tableau 4.2.

Tableau 4.2 Paramètres physiques mesurées (3e test)

Paramètre	Digestat	Biocharbon	Variation
Solides totaux (TS)	27%	100%	+270%
Matière volatile (VS)	54%	15%	-72%
Pouvoir calorifique (PC)	12,858 MJ/kg _{sec}	1,315 MJ/kg _{sec}	-90%

La mesure des paramètres physiques permet de constater que le séchage n'a eu qu'un effet limité sur les propriétés énergétiques des boues digérées. Le séchage à l'air libre s'est avéré peu efficace en n'élevant la siccité que de 5% par rapport à la première phase de tests. Le pouvoir calorifique est inchangé par rapport à la première série de tests. Toutefois, la faible réduction de la teneur en eau a permis de réduire l'énergie requise pour la vaporisation de l'eau. Cette énergie peut être récupérée en condensant les gaz de combustion, ce qui est le cas dans les tests menés avec l'appareil MAGS. Il a toutefois été impossible d'établir la production énergétique et, par conséquent, l'efficacité de gaz froid puisque l'appareil n'a pu atteindre un régime permanent dans cette phase.

4.2 Production des bilans

Les bilans sont effectués en trois étapes: la digestion anaérobie, la gazéification et la fusion des deux. Chaque étape intègre à la fois le bilan de masse et d'énergie puisque ceux-ci sont

intimement liés. Il en découle une vue d'ensemble des flux impliqués dans cette approche combinée. Les calculs détaillés sont présentés à l'ANNEXE II.

4.2.1 Bilan de la digestion anaérobie

Le bilan de la digestion anaérobie est fortement basé sur des données moyennes annuelles récoltées par les opérateurs de la STEP. Les valeurs liées aux intrants sont présentées dans la feuille « Calculs Biométhanisation » du chiffrier de calcul joint à l'ANNEXE II. La Figure 4.4 présente un résumé de l'évaluation des flux.

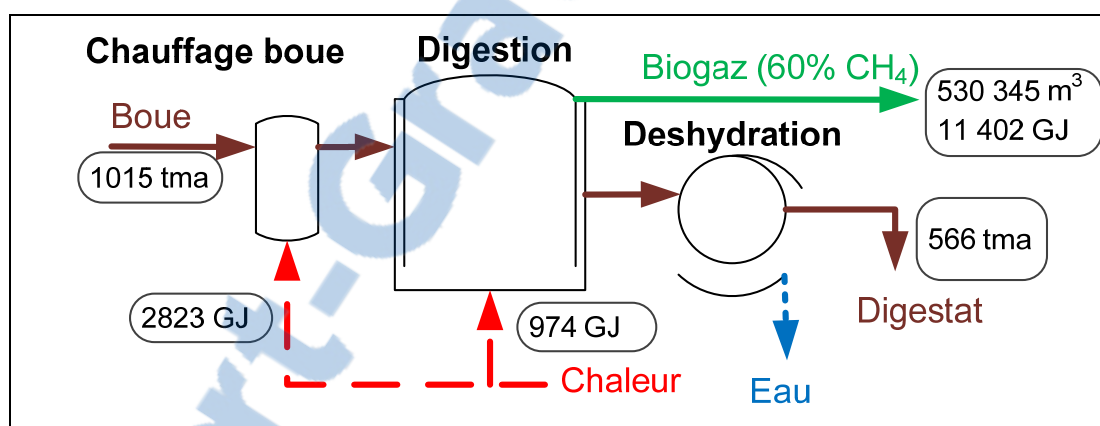


Figure 4.4 Bilan de la digestion anaérobie.

À partir de ces valeurs, il est possible d'évaluer le flux entrant d'énergie thermique à 3797 GJ par année pour la digestion de 1015 tonnes sèches de boues. La production de biogaz permet de dégager 11 402 GJ d'énergie brute par année.

4.2.2 Bilan de la gazéification

Les essais complétés avec le gazéificateur n'ont pas permis d'isoler la contribution du digestat au bilan énergétique de l'appareil. Cela s'explique par les raisons suivantes :

- Le pouvoir calorifique du digestat est faible par rapport à celui du combustible auxiliaire;

- Le chargement a été effectué de façon discontinue et probablement trop rapide;
- La grande quantité d'eau à évaporer a mis une pression importante sur l'appareil, ce qui a nécessité le recours à un combustible auxiliaire;
- L'appareil a été surchargé au niveau de son système de postcombustion.

Par conséquent, il a été nécessaire d'utiliser les équations de conservation de la matière et de l'énergie afin de déduire les valeurs n'ayant pas pu être mesurées. Puisque l'énergie d'activation (évaporation et activation chimique) n'a pu être déduite des données recueillies, il a été posé comme hypothèse que les boues devaient être portées à une siccité de 50% pour obtenir une réaction auto-thermique, conformément à la littérature (Boran et al., 2008). Cela a permis de déduire, de manière approximative, la quantité de carburant auxiliaire requis. Les données brutes sont présentées à l'ANNEXE I alors que les calculs sont présentés à la feuille « Calculs Gazéification » du chiffrier de calcul à l'ANNEXE II. Les valeurs obtenues sont présentées dans la Figure 4.5.

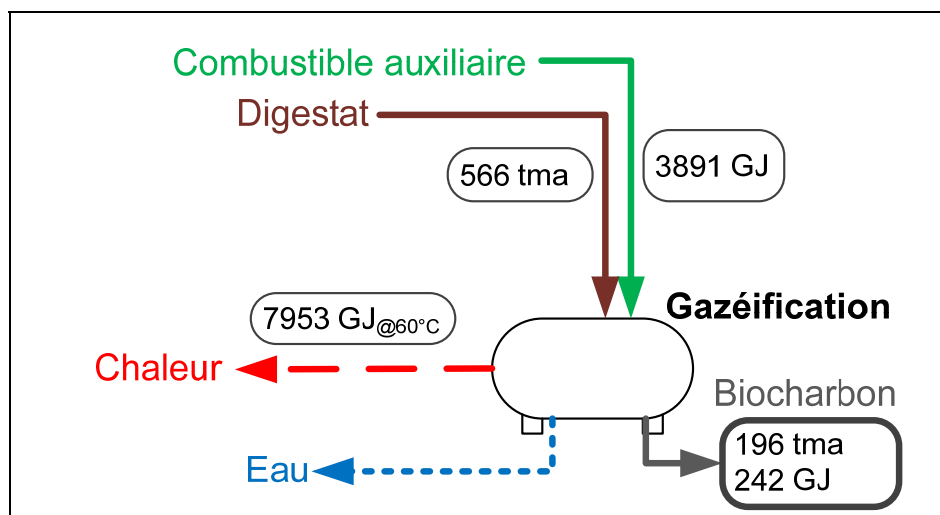


Figure 4.5 Bilan de la gazéification.

Ainsi, il a été établi que 3891 GJ d'énergie provenant du combustible auxiliaire était requise. De plus, à partir de 566 tonnes sèches injecté dans le gazéificateur, il est possible de récupérer 7953 GJ (eau chaude à 60°C) sur une base annuelle. La consommation électrique

du gazéificateur n'a pas été considérée puisque celle-ci varie significativement d'un type de gazéificateur à l'autre.

4.2.3 Bilan du couplage

Les deux bilans précédemment créés, une fois mis ensemble, permettent d'obtenir le portrait global d'un éventuel couplage. Pour y parvenir, les sources énergétiques sont associées aux besoins énergétiques ayant un niveau d'énergie compatible. À la lumière des observations, voici les principales interactions qui ont été identifiées :

- Le combustible auxiliaire de la gazéification peut être le biogaz issu de la DA;
- L'énergie de chauffage de l'affluent de la DA peut être l'eau chaude à 60°C de la gazéification;
- Le chauffage du digesteur peut être assuré par l'eau chaude à 60°C produite par le système de refroidissement de la gazéification.

Les bilans sont alors fusionnés dans le Tableau 4.3 en tenant compte des interactions énumérées ci-haut.

Tableau 4.3 Bilan global du couplage avec interactions

Source d'énergie	Flux	Système	Quantité
Biogaz	Production	DA	11 402 GJ
	Carburant auxiliaire	Gazéif.	-3891 GJ
	Bilan	Couplage	7512 GJ
Eau chaude (60°C)	Refroidissement	Gazéif.	7953 GJ
	Chauffage affluent	DA	-2823 GJ
	Chauffage digesteur	DA	-974 GJ
	Bilan	Couplage	4156 GJ

Sur la base du bilan annuel simple, il est possible de constater plusieurs faits intéressants. Tout d'abord, la gazéification et la DA dégagent toutes deux de grandes quantités d'énergie. De plus, dans les conditions observées, la DA produit amplement d'énergie pour combler les

besoins de la gazéification. En retour, l'eau chaude produite par la gazéification permettrait de combler facilement les besoins en chauffage de la DA. Il y a forcément une synergie qui permettrait de réduire considérablement les gaspillages d'énergie. Un point intéressant à noter est que les échanges d'énergie entre les deux systèmes sont pratiquement égaux : 3797 GJ en eau chaude contre 3891 GJ en biogaz. Autrement dit, la DA reçoit autant d'énergie sous forme d'eau chaude que ce qu'elle aurait utilisé en biogaz pour assurer ses besoins énergétiques. Ces échanges thermiques sont présentés à la Figure 4.6.

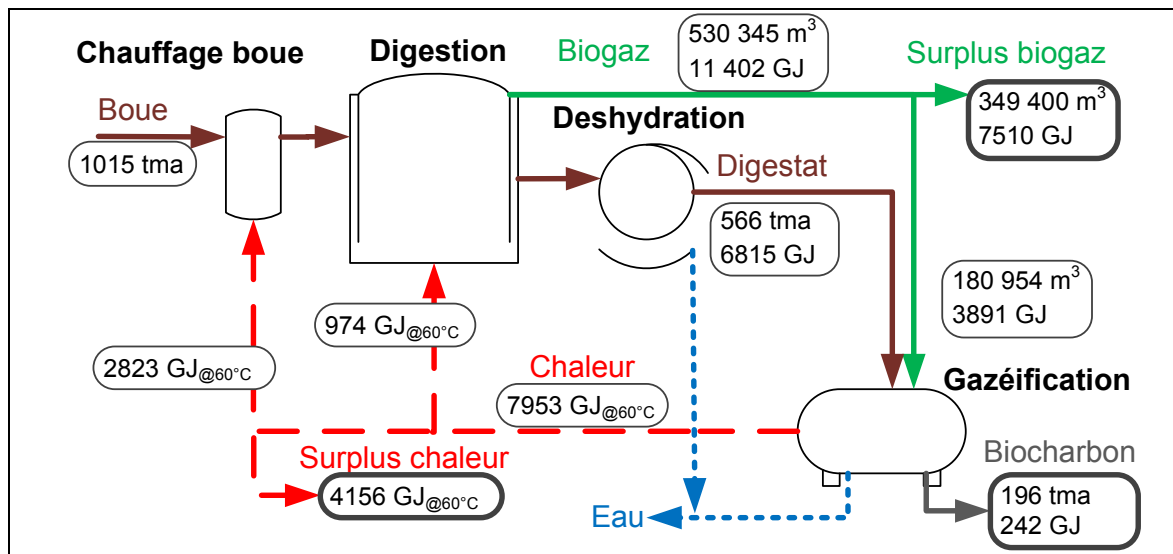


Figure 4.6 Bilan du couplage digestion anaérobie - gazéification.

Le principal avantage réside dans le fait que le produit final est un biocharbon ayant approximativement 10% du poids initial du digestat déshydraté à traiter, ce qui réduit considérablement les coûts de transport et de disposition. Tout cela s'effectuerait, dans les conditions observées, à un bilan de biogaz neutre mais avec un surplus de 4156 GJ par année en eau chaude par rapport au cas d'un digesteur seul. Finalement, cela se traduit par un surplus de 4,1 GJ par tonne métrique anhydre (tma) sous forme d'eau chaude pour la gazéification et par 7,4 GJ par tma en biogaz. Le total de l'énergie sortante est donc de 11,5 GJ par tma pour l'ensemble du couplage. En considérant un pouvoir calorifique typique de 20 GJ par tma pour les boues de filtres biologiques (Tchobanoglous et al., 2003), il est possible d'affirmer qu'environ 58% de l'énergie entrante est récupérée ou récupérable.

CHAPITRE 5

DISCUSSION

5.1 Digestion anaérobie

L'installation de DA utilisée pour cette recherche a été mise en service en 1991, ce qui en fait l'une des plus anciennes au Québec. L'expérience des 22 dernières années permet facilement de conclure que la DA constitue une solution viable à long terme pour le traitement des boues d'épuration. Cependant, avec les nouvelles installations qui sont constamment plus performantes, de légers gains pourraient être réalisés dans l'avenir. Tel que mentionné dans la revue de littérature, de multiples méthodes, tels que les prétraitements, permettent d'augmenter le rendement méthanique et de réduire le temps de séjour des hydraulique (TSH). Un TSH réduit implique un digesteur plus petit et par conséquent moins de pertes thermiques. Toutefois, il a été évalué que les pertes thermiques du digesteur sont nettement inférieures à l'énergie requise pour le chauffage de l'affluent. L'augmentation de la production méthanique permettrait de dégager davantage de biogaz mais augmenterait du même coup la fraction inorganique du digestat. Cela implique une baisse du pouvoir calorifique de celui-ci. Conséquemment, le volume total à traiter serait également réduit, ce qui serait bénéfique et déplacerait les surplus d'énergie vers le biogaz, lequel est nettement plus intéressant à valoriser que la chaleur récupérée du gazéificateur.

La production énergétique de la DA est bénéfique mais tel qu'énoncé, la faible siccité du digestat constitue un défi. Avec une quantité d'environ 2300 tonnes par année qui est acheminée à l'enfouissement, il y a assurément un gain environnemental à réaliser, particulièrement au niveau des émissions de GES. Pour cette étude de cas, le bilan énergétique de la DA a été évalué à 11,2 GJ de biogaz par tonne sèche de boue traitée. L'énergie utilisée pour faire fonctionner le digesteur est d'environ 3,8 GJ par tonne sèche de boue. Le surplus énergétique est alors considérable mais il est important de noter que l'opération du digesteur nécessite 0,2 GJ d'électricité par tonne sèche de boue.

5.2 Gazéification

La gazéification du digestat, ou simplement des boues, est très peu répandue. En réalité, la plupart des études portant sur la valorisation thermique des boues d'épuration réfèrent soit à des incinérateurs, soit à des gazéificateurs de petite échelle en laboratoire. De nombreux travaux font également appel à la pyrolyse, laquelle se veut très proche de la gazéification. Dans le cas d'une valorisation thermique directe (combustion in-situ du syngaz), la pyrolyse n'apporte pas d'avantage concret en plus de présenter même des performances moindres que la gazéification (Nipattummakul et al., 2010a). La pyrolyse pourrait toutefois être d'intérêt dans le cas d'une conversion des boues vers des biocombustibles liquides ou solides.

Malgré les multiples essais complétés, il est difficile de trancher quant à l'efficacité de la gazéification pour le traitement des boues. Aucune étude n'a réellement semblé affirmer hors de tout doute qu'il s'agit de la meilleure alternative. Les arguments étaient généralement économiques Houdková et al. (2008) et découlaient la plupart du temps du contexte législatif local. Une chose est certaine, la gazéification directe des boues ou du digestat, sans séchage préalable, pose un défi technique important et s'avère relativement peu efficace. Toutefois, l'augmentation de la siccité à l'aide d'énergie thermique récupérée à même le gazéificateur, telle que proposée par Abu-Orf et al. (2011), permettrait de rendre cette approche viable (voir Figure 2.6). Pour des questions de contrainte matérielle, seul un séchage très limité a été effectué. Il y aurait cependant un grand intérêt afin de répondre aux questions suivantes :

- Quel est le niveau de siccité réellement requis pour accomplir une combustion auto-thermique du digestat?
- Comment augmenter le niveau d'énergie de la chaleur récupérée afin de sécher le digestat avant sa gazéification?
- Quelle serait la consommation électrique d'une installation à grande échelle?
- Quelle serait la meilleure stratégie pour éviter la zone de transition liquide collante?

Malgré ces questions, il a été démontré qu'il est possible de récupérer une portion importante du contenu énergétique résiduel du digestat. Environ 90% de l'énergie a été extraite et le

produit final était entièrement exempt d'eau. La masse a été réduite à 10% de la valeur initiale pour le digestat déshydraté à 28%. Un surplus énergétique de 7,8 GJ par tonne sèche de boue a été dégagé en considérant l'apport en carburant auxiliaire.

5.3 Couplage

Le couplage et sa schématisation constituent le cœur de cette recherche. Ainsi, tel que mentionné dans la méthodologie et la section des résultats, les interactions potentielles ont été identifiées afin d'assurer le comblement des besoins énergétiques avec des extrants compatibles en termes d'abondance et de densité d'énergie. Il en découle que, sur une base annuelle, les besoins en chauffage des digesteurs pourraient être entièrement comblés par l'énergie extraite du gazéificateur. En échange, le biogaz pourrait servir à assurer la totalité des besoins en carburant auxiliaire du gazéificateur. Il est surprenant de constater que les échanges thermiques sur une base annuelle seraient pratiquement équivalents entre les deux systèmes. Autrement dit, la DA enverrait autant d'énergie sous forme de biogaz que ce qu'elle recevrait en eau chaude pour ses propres besoins. La Figure 4.6 schématise les flux entre les systèmes pour un éventuel couplage où les débits sont exprimés en tonnes métriques anhydres (tma) sur une base annuelle et les quantités de biogaz en m³ à 60% de CH₄.

Bien que la représentation du couplage soit très simplifiée, elle démontre qu'une véritable synergie pourrait émerger d'une conception intégrée des systèmes de digestion anaérobie et de gazéification. Les valeurs présentées caractérisent un ordre de grandeur des flux impliqués si le couplage était réalisé à partir de l'installation de DA de Châteauguay. Tel que mentionné dans la méthodologie, l'énergie requise pour la déshydratation par filtre presse a été retirée de l'analyse puisqu'elle dépend directement de la technologie et que cette énergie serait investie que le digestat soit envoyé à l'enfouissement ou soit gazéifié.

Il ressort de l'analyse du couplage qu'un flux de 1015 tonnes métriques anhydres permettrait de libérer l'équivalent de près de 349 400 m³ de biogaz à 60% de méthane. S'ajoute à cela une quantité considérable d'énergie thermique à basse température, soit environ 4156 GJ. En

ramenant ces valeurs sur une base unitaire de tonne métrique anhydre (tma) de boue, les quantités d'énergie suivantes sont obtenues : 7,4 GJ par tma de boue pour le biogaz et 4,1 GJ par tma de boue pour la chaleur à basse température (60°C). Ces résultats sont cohérents avec ceux présentés par Boran et al. (2008) qui sont de 3,7 GJ par tma de boue pour le bilan net du biogaz (biogaz moins gaz naturel) et de 5,2 GJ par tma de boue pour l'énergie de combustion moins l'énergie de chauffage du digesteur. La différence au niveau de l'énergie thermique récupérable s'explique probablement par le fait que l'étude de Boran et al. (2008) fait appel à la combustion et non à la gazéification. Cette dernière requiert moins d'air de procédé et par conséquent, moins d'énergie pour assurer une élévation de température. Du côté de Cao et al. (2012), l'écart est moins élevé au niveau du biogaz mais cette recherche vise la production de biohuile. Puisqu'il n'y a pas d'efficacité de combustion comprise dans la biohuile, il est normal que cette valeur soit plus élevée. Les valeurs obtenues et celle tirées de la littérature sont présentées dans le Tableau 5.1.

Tableau 5.1 Comparaison des résultats obtenus avec la littérature

Bilan net d'énergie disponible par tonne de boue sèche			
Énergie	Résultats	Boran et al. (2008)	Cao et al. (2012)
Biogaz	7,4 GJ	3,7 GJ	6,3 GJ
Autres	4,1 GJ (chaleur)	5,2 GJ (chaleur)	7,3 GJ (biohuile)
Total	11,5 GJ	8,9 GJ	13,6 GJ

Au niveau de l'utilisation de l'énergie thermique, il est essentiel de souligner que la température de récupération est directement liée à la capacité de transfert thermique par surface de conduction (échangeurs de chaleur). De plus, pour y parvenir, le bon dimensionnement des échangeurs de chaleur impliqués est crucial. Dans le cas étudié, la STEP disposait déjà d'équipements permettant de remplir cette fonction tels qu'illustré à Figure 5.1.

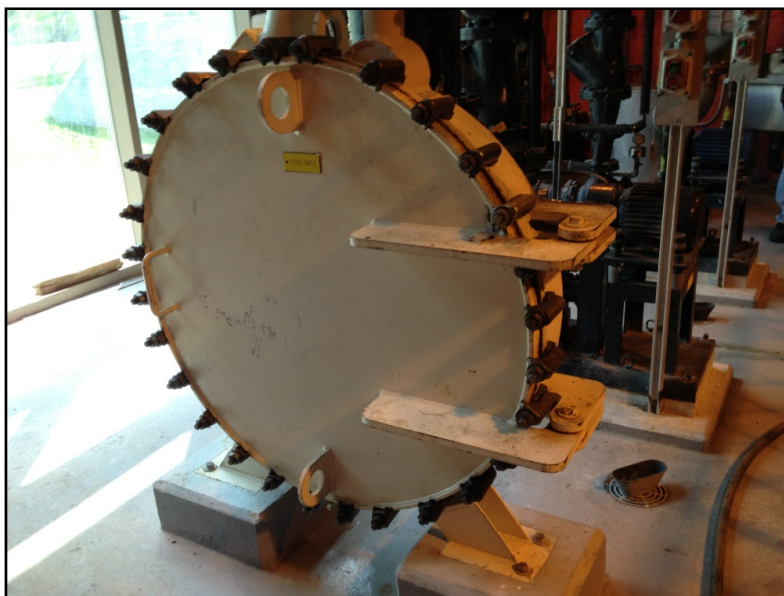


Figure 5.1 Échangeur de chaleur conçu pour les boues.

Divers équipements sont disponibles sur le marché pour le chauffage des boues mais ceux-ci doivent présenter une bonne résistance au colmatage et à la corrosion. L'accès facile aux composantes internes est essentiel afin d'assurer un entretien rapide et efficace.

5.4 Potentiel de récupération des éléments fertilisants

Les éléments fertilisants d'intérêt sont scindés en deux catégories. Tout d'abord, les oligoéléments sont essentiels mais en faibles quantités et sont pour la plupart des métaux à faible volatilité et relativement abondant sur la surface terrestre. Leur rareté pose moins de problèmes que dans le cas des macroéléments essentiels aux végétaux N, P et K (azote, phosphore et potassium). Tel qu'énoncé dans la revue de littérature, l'azote est rapidement volatilisé lors de la gazéification et même par certaines réactions biologiques (nitrification et dénitrification). La forte abondance d'azote dans l'environnement combinée à sa transformation industrielle en urée réduit les préoccupations de maintien des réserves. Le phosphore et le potassium de leur côté sont d'origine minérale et nécessitent l'exploitation de gisements. La durée des réserves en exploitation et économiquement rentables à l'heure actuelle est d'environ 93 et 235 ans respectivement pour le phosphore et le potassium (Fixen

et Johnston, 2012). Les coûts d'extraction risquent fortement d'augmenter pour deux raisons : la difficulté croissante d'accès aux gisements et les coûts de l'énergie en constante augmentation. Ainsi, le phosphore revêt une importance majeure puisqu'il est limité en quantité mais également parce qu'il possède une valeur économique. Les résultats obtenus dans le cadre de cette recherche concordent avec les attentes et le phosphore est fortement maintenu dans le biocharbon, ce qui permet d'affirmer que la gazéification n'appauvrit pas significativement le gisement mais qu'au contraire, elle le concentre. En effet, la teneur en phosphore total a été évaluée à 19 600 mg/kg pour le digestat et à 39 400 mg/kg pour le biocharbon (voir ANNEXE IV pour les résultats du laboratoire AGAT). En tenant compte de la réduction de la masse qui est survenue durant la gazéification, cela revient à dire que 95% du phosphore initialement contenu dans le digestat a été conservé dans le biocharbon.

5.5 Considération futures

Bien que cette recherche soit très encourageante sur la faisabilité technique d'un couplage, plusieurs questions doivent trouver réponses avant d'envisager une installation à grande échelle. Tout d'abord, l'ensemble des calculs effectués sont basés sur des moyennes annuelles, ce qui ne tient pas compte de la variabilité des paramètres dans le temps. Il y aurait donc lieu de tenter une simulation horaire avec fluctuation des conditions afin de représenter des conditions réelles (débit, température, charge organique, etc.). Cela permettrait d'évaluer la capacité des systèmes requise pour assurer une bonne cohésion, advenant une trop grande disparité entre les flux. Il est fort possible que les systèmes doivent être surdimensionnés et puisque la DA supporte moins bien les fortes variations de charge, la gazéification devra se montrer d'autant plus flexible.

Une autre piste d'amélioration se situe au niveau de l'opération de la gazéification. Les paramètres utilisés ont soit été mesurés indirectement ou pris de la littérature scientifique. Cela réduit la précision du couplage et constitue un point important à améliorer pour des travaux ultérieurs. De plus, l'opération devrait également tenir compte d'une éventuelle étape de séchage. Celle-ci devrait être conçue de façon à réduire surmonter les contraintes

associées à la phase agglutinante, laquelle se manifeste lors de la transition liquide-solide des boues et qui a causé de nombreux problèmes lors des essais. Pour inclure un procédé de séchage, le niveau d'énergie de récupération de la gazéification pourrait être élevé mais il serait également possible de faire appel à de nouvelles approches de séchage prometteuses telles que le séchage solaire (Chen, Lock Yue et Mujumdar, 2002) et le bioséchage (Han et al., 2012). L'un des principaux points forts du couplage consiste en la réduction substantielle de la masse de digestat à traiter sans l'augmentation de l'utilisation de biogaz. Autrement dit, le couplage permettrait de produire un résidu sec sans investissement énergétique significativement plus important que la DA seule.

Comme dans chaque nouvelle approche, il y a lieu de s'interroger sur la pertinence de niveau de ressources à mobiliser pour l'atteinte des résultats. L'idée d'un couplage est très séduisante mais si l'énergie requise pour son implantation annule la plupart des effets positifs découlant de celui-ci, il y a lieu de remettre en question sa pertinence. L'outil qui semble adéquat pour agir à titre d'aide à la décision est l'étude exergoéconomique (Abusoglu, Demir et Kanoglu, 2012). Cela revient à donner un coût à chaque unité d'exergie détruite. Ainsi, si la construction de l'installation a un coût exergétique très élevé, il est possible que celui-ci dépasse le crédit d'exergie pouvant découler de l'opération du système, ce qui en réduirait considérablement les avantages environnementaux. Des futurs travaux devraient tâcher de répondre à cette question avant de tenter une installation à grande échelle.

CONCLUSION

L'étude du couplage entre la digestion anaérobie et la gazéification requiert la maîtrise de nombreux concepts liés à des champs d'expertise parfois très distincts. La digestion anaérobie fait essentiellement appel à la microbiologie, le traitement des eaux au génie civil et la gazéification à la chimie. Cependant, tous ces domaines touchent directement au génie mécanique qui se veut d'une certaine façon le dénominateur commun par son étude des flux d'énergie et de matière. Il en découle directement la nécessité d'une ouverture beaucoup plus grande sur les expertises des divers corps qui collaborent.

Tel que maintes fois mentionné, la digestion anaérobie jouie d'un contexte fort favorable non seulement au Québec mais également ailleurs dans le monde. Elle mérite assurément sa place parmi les technologies qui permettront d'effectuer la transition vers une économie énergétique où les combustibles fossiles seront relégués au second plan. Toutefois, la nécessité de bien gérer et d'assurer une utilisation sécuritaire des sous-produits de la digestion anaérobie doit primer sur son développement à tout prix. Le digestat et le biogaz sont des ressources très précieuses mais leur intégration aux infrastructures existantes pose toujours problème. Dans la mesure où le biogaz constitue une source énergétique prometteuse et où sa valorisation efficace est réalisable, il est logique de maximiser la production de celle-ci. Néanmoins, cette priorisation implique la production de digestat qui requiert une gestion bien adaptée. C'est donc dans cette perspective que la gazéification a été proposée comme solution au post-traitement du digestat.

Il découle de cette recherche que très peu de chercheurs ont accordé une attention à ce couplage technologie ainsi qu'à son analyse massique et énergétique. Après une analyse des bilans et la réalisation de plusieurs tests et mesures en laboratoire, il s'avère que ce couplage peut s'avérer avantageux des points de vue environnemental et énergétique. Cependant, cela pourrait difficilement être rentable économiquement dans le contexte éconómico-énergétique actuel qui est fort différent du contexte européen. Les installations aux prises avec des boues digérées de mauvaise qualité ou contaminées pourraient envisager cette solution plutôt que

l'enfouissement pur et simple, lequel ne devrait plus être autorisé à partir de 2020 au Québec pour les matières organiques. La continuité des travaux est requise pour assurer une valorisation optimale et sécuritaire du biocharbon. Ce dernier constitue néanmoins une très bonne source de phosphore plus concentrée que les boues digérées. Aucune dégradation significative du phosphore n'a été observée pour la gazéification à basse température (environ 450°C), conformément à ce qui était attendu. Du point de vue énergétique les tests de gazéification ont permis ceci :

- Réduction d'environ 90% de la masse des boues digérées;
- Déshydratation complète du biocharbon;
- Gazéification assurée sans utilisation supplémentaire de biogaz par rapport à la digestion seule;
- Conservation et concentration du phosphore total (concentration doublée et conservation à 95%);
- Production d'un surplus important de chaleur à basse température (4,1 GJ par tonne métrique anhydre de boue avant digestion).

En somme, les travaux effectués permettent de conclure à la pertinence de la solution proposée. Bien qu'elle ne constitue pas la solution à tous les maux, la gazéification viendrait bonifier sensiblement le procédé de traitement des boues d'épuration par digestion anaérobie. Cette approche serait nettement préférable à l'enfouissement et devrait être comparée au cas par cas pour les autres alternatives. Une attention particulière devra être portée à l'optimisation des transferts énergétiques. Une étape de séchage s'avéra fort probablement nécessaire afin de parvenir à un procédé pleinement fonctionnel. Une analyse complète du bilan carbone pourrait également permettre d'éclairer les décideurs sur l'efficacité environnementale du couplage digestion anaérobie et gazéification.

ANNEXE I

DONNÉES EXPÉRIMENTALES

Prétest en laboratoire (test 1)		MS	MV	PC (kJ/kg)
	Digestat	22,1%	55,1%	12046,2
Note : échantillon conservé plus de 24h et congelé	Biocharbon	86,4%	14,9%	1239,9

Siccité		b.s. = boue sèche			MS
Échant.	Mc	Mc + boue hum	Mc + b.s.		
Digestat	1	2,58061	15,53005	5,33261	21,3%
Digestat	2	2,59787	15,58695	5,48730	22,2%
Digestat	3	2,60606	15,44667	5,54775	22,9%

MV		Mc = masse coupelle				MS	MV
Échant.	Mc	Mc + boue	Mc + b.s.	Mc + résidus			
Digestat	1	2,60652	4,43600	4,38397	3,40800	97,2%	54,9%
Digestat	2	2,61589	5,30197	5,22180	3,78341	97,0%	55,2%
Biocharbon	3	2,62548	10,20750	9,13690	8,09061	85,9%	16,1%
Biocharbon	4	2,58782	12,77760	11,44820	10,22961	87,0%	13,8%

Contribution polymère cationique négligée puisqu'environ 0,05% et sac de plastique aussi

	PC	PC ac benz		26453 kJ/kg					
	Échant.	M totale	M ac benz	M éch	PC tot	E totale	E ac benz	E éch	PC éch
Digestat	1	0,70306	0,35887	0,34419	19400	13,639	9,493	4,146	12046
Biocharbon	2	0,77713	0,27494	0,50219	10160	7,896	7,273	0,623	1240

Tests 3

3e test

	PC	M ab	PC ab	M ab + bc	PC ab + bc	M bc	PC bc
		g	kJ/g	g	kJ/g	g	MJ/kg
Biocharbon	1	0,41475		26,454	0,59884	18,73	0,18409
Biocharbon	2	0,30237		26,454	0,57583	14,51	0,27346

Note : la mesure du PCI était particulièrement difficile pour le biocharbon

ANNEXE II

CALCULS ET BILANS

Résumé et paramètres d'opération

Paramètres communs

			Données STEP			
Temps de séjour hydrau.	TSH	20 jours	"			
Débit jr vol entrant	V•in	75 m3/jr	"	Flux annuels	Masse	Énergie
Débit jr mass entrant	M•in	72220 kg/jr	"		dry tpa	GJ/an
Siccité entrante	Sin	3,85%	"	MRS	1015	20297
Temp digesteur	T2	35,5 C	"	Digestat	566	6815
Volume digesteur	Vdig	1500 m3	"	Biochar sec	196	242
Volume décanteur	Vdec	1500 m3	"			
Débit jr vol sortant	V•out	72 m3/jr	"			
Débit jr mass sortant	M•out	70450 kg/jr	"			
Siccité sortante	Sout	2,20%	"			
VS entrée	VSin	70%	"			
VS sortie	VSout	53%	"			

Consommation énergétique

Biométhanisation

	Électrique	Thermique	Pertes	Énergie sortante
Chauffage affluent	0 GJ/an	2823 GJ/an	0%	2823 GJ/an
Chauffage digesteur	0 GJ/an	974 GJ/an	100%	0 GJ/an
Brassage + Pompage	613 GJ/an	0 GJ/an	30%	429 GJ/an
Total	613 GJ/an	3797 GJ/an	26%	3252 GJ/an
Entrant tot		4410 GJ/an	Pertes tot	1158 GJ/an

Gazéification

	Entrée (thermique)		Pertes (thermique)	
Carburant auxiliaire	3891 GJ/an	Gaz comb	1756 GJ/an	
Digestat	6572 GJ/an	Biocharbon	242 GJ/an	
		Isolation	511 GJ/an	
Total entrée	10463 GJ/an	Tot. pertes	2510 GJ/an	
Énergie récupérable	7953 GJ/an			
Énergie biocharbon	242 GJ/an			
Énergie récupérable tot.	8195 GJ/an			

Bilan

Bilan biométhanisation

Entrant

E aff	2823 GJ/an
E chauff	974 GJ/an
E pomp+brass	613 GJ/an
Total	4410 GJ/an

Récupérable

Puiss aff	2823 GJ/an	
Puiss chauff	0 GJ/an	
Puiss pomp + brassa	429 GJ/an	
Total	3252 GJ/an	
Biogaz	11402,4 GJ/an	530345 m3/an

Pertes

Puiss aff	0 GJ/an
Puiss chauff	974 GJ/an
Puiss pomp	184 GJ/an
Total	1158 GJ/an

Bilan gazéification

Entrant

Digestat	6572 GJ/an
Carburant aux.	3891 GJ/an
Total	10463 GJ/an

Récupérable

Eau chaude 60°C	7953 GJ/an
Biocharbon	242 GJ/an
Total	8195 GJ/an

Pertes

Gaz de combustion	1756 GJ/an
Thermiques	511 GJ/an
Total	2267 GJ/an

Bilan DA gazéif

tsb = tonne sèche de boue

Combustible

Biogaz	11402 GJ/an	530345 m3/a	523 m3/tsb	11,2 GJ/tsb
Gazéif carb. auxil.	-3891 GJ/an	-180954 m3/a	-178 m3/tsb	-3,8 GJ/tsb
Bilan combustible	7512 GJ/an	349391 m3/a	344 m3/tsb	7,4 GJ/tsb

Thermique

Récup gazéif	7953 GJ/an	369910,148 m3/a	364 m3/tsb	7,8 GJ/tsb
Chauff affluent	-2823 GJ/an	-131310 m3/a	-129 m3/tsb	-2,8 GJ/tsb
Chauff digest	-974 GJ/an	-45291 m3/a	-45 m3/tsb	-1,0 GJ/tsb
Bilan thermique	4156,1 GJ/an			
Bilan thermique	4,1 GJ/tonne sèche boue	Récup gazéif	654 m3/t dig sec	14,1 GJ/t dig sec

Bilan

		Total énergie dispo	11668 GJ/an
Récup ver DA	3797 GJ/an		11,5 GJ/tsb
Équiv biogaz	176601 m3/an		
Augment. biogaz	67%		
% réduction	33%		

Calculs digestion anaérobie

Chauffage affluent

	$Q_{\text{aff}} = W \cdot C_p \cdot (T_2 - T_1)$		Appels, 2008
Débit	$M \cdot \text{in}$	72220 kg/jr	
Chal spéc	C_p	4,2 kJ/kgC	Appels, 2008
Temp entrée	T_1	10 C	Moyenne
Temp digest	T_2	35,5 C	Mésophile
Énergie			
Puis chauff aff	$Q \bullet \text{aff}$	90 kW	
Énerg chauff aff jr.	$Q_{\text{aff_jr}}$	7734714 kJ/jr	
Énerg chauff aff tot.	Q_{aff}	2823 GJ/an	

Chauffage digesteur

	$Q_{\text{dig}} = U A (T_2 - T_{\text{ext}})$		Appels, 2008
Coeff cond	U	0,0008 kW/m ² K	Metcalf, 2003
Surface	A	1292 m ²	Hyp: H Dig. = 1.5X diam. + toit plat - sol
Temp ext moy	T_{ext}	5,6 C	Degrés jours
Temp digest	T_2	35,5 C	Donnée STEP
Énergie			
Puis chauff dig unit.	$Q \bullet \text{'dig}$	0,024 kW/m ²	
Puis chauff dig tot.	$Q \bullet \text{dig}$	31 kW	
Énerg chauff dig jr.	$Q_{\text{dig_jr}}$	2667806 kJ/jr	
Énerg chauff dig tot.	Q_{dig}	974 GJ/an	

Brassage et pompage

Valeurs empiriques			
Volume digesteur	1500 m ³		
Consomm unit	0,0072 kW/m ³ dig	Metcalf, 2003	
Énergie			
Puis b&p	11 kW		
Énerg b&p tot	613,1 GJ/an		
Efficacité			
Puiss transmise	0,005 kW/m ³ dig	Lubken, 2007	
Pertes	0,0022 kW/m ³ dig		

Production biogaz

Abattement absolu	48%		
Prod biogaz	1453 m ³ /d	Données STEP	
Rendement theo	0,45 m ³ CH ₄ par kg VS	Revue littérature valeur moyenne	
Prod CH ₄	876 m ³ /d	Note : basé sur une valeur théorique	
Concentr CH ₄	60%		

Calculs gazéification

Données expérimentales

		Digestat	Biocharbon
PCS (pouv. calor sup.)	kJ/kg	12046	1240
PCI (pouv. calor inf.)	kJ/kg	10842	1116
PCI base humide	kJ/kg	379	1116
Siccité autotherm theoriqu %		19%	70%
MS	-	22%	100%
Eau	-	78%	0%
MV	-	55%	15%
Inorganiques (base sèche) -		45%	85%

Références

Énergie de vaporisation eau 2595 kJ/kg
 Ration PCI/PCS théorique 0,9
 P. Lowe, 1995, Conditions idéales

Phosphore

Réduction base sèche 47%
 Phosphore digestat 19600 mg/kg
 Phosphore biocharbon 39400 mg/kg
 Phosphore conservé 95%

Bilan massique

Solide (boue)		Digestat	Biocharbon
Masse	kg	15,5	1,5
Siccité		28%	100%
Quantité d'eau	kg	11,2	0,0
Réduction massique		90%	

Gazeux (air de combustion)

Ratio air boue stoech	3,31 Nm ³ / kg boue sèche	Manya 2006 - Infl. of gas resid. time
Air cp @ 25 C	1,00 kJ/kg*K	298 Kelvins - Çengel et Boles, Thermo., 6th
Air cp @ 1100 C	1,20 kJ/kg*K	1373 Kelvins - Çengel et Boles, Thermo., 6th
Air cp moyen	1,10 kJ/kg*K	
Densité @ 25°C	1,2 kg/m ³	Çengel et Boles, Thermodynamics, 6th
Delta T	1075 K	
Débit massique unitaire	3,97 kg air / kg boue sèche	

Bilan énergétique

Solide (boue)

Flux énergétique libéré	11618 kJ/kg boue sèche
Flux énergétique biocharbon	429 kJ/kg boue sèche

Gazeux (air de combustion)

Énergie unitaire	4,71 MJ air/ kg boue sèche
------------------	----------------------------

	Digestat	
MS	22%	
Eau (massique)	78%	
Cible autothermique	50%	Boran et al. (moyenne, 45-55% pour boues dig)
Fraction à évaporer	56%	
Énergie requise pour activer	1,4 MJ/kg boue	
Efficacité système (sans gaz comb.)	95%	Hypothèse

Sommaire énergétique

Carburant auxiliaire	3891 GJ/a
E digestat totale	6572 GJ/a
E résiduelle (biocharbon)	242 GJ/a
E extraite boues	6330 GJ/a
E libérée totale	10220 GJ/a
E pertes thermiques	511 GJ/a
E pertes gaz combustion	1756 GJ/a
E totale	10463 GJ/a
E récupérable direct	7953 GJ/a
E récupérable totale	8195
E pertes totales	2510 GJ/a
E biocharbon	242 GJ/a

ANNEXE III

ARTICLE SDEWES 2013 (SOUMIS À WM&R)

WASTE MANAGEMENT & RESEARCH

Anaerobic digestion and gasification coupling for wastewater sludge treatment and recovery

Nicolas Lacroix

Department of Mechanical Engineering
École de technologie supérieure, Montréal, Canada
e-mail: nicolas@t3e.info

Daniel R. Rousse

Department of Mechanical Engineering
École de technologie supérieure, Montréal, Canada
e-mail: daniel@t3e.info

Robert Hausler

Department of Construction Engineering
École de technologie supérieure, Montréal, Canada
e-mail: robert.hausler@etsmtl.ca

Anaerobic digestion and gasification coupling for wastewater sludge treatment and recovery

Nicolas Lacroix *

Department of Mechanical Engineering
École de technologie supérieure, Montréal, Canada
e-mail: nicolas@t3e.info

Daniel R. Rousse

Department of Mechanical Engineering
École de technologie supérieure, Montréal, Canada
e-mail: daniel@t3e.info

Robert Hausler

Department of Construction Engineering
École de technologie supérieure, Montréal, Canada
e-mail: robert.hausler@etsmtl.ca

ABSTRACT

Sewage sludge management is an energy intensive process. Anaerobic digestion contributes to energy efficiency improvement but is limited by the biological process. A review has been conducted prior to experimentation in order to evaluate the mass and energy balances on anaerobic digestion followed by gasification of digested sludge. The purpose was to improve energy recovery and reuse. Calculations were based on design parameters and tests that are conducted with the anaerobic digester of a local wastewater treatment plant and a small commercial gasification system. Results showed a very important potential of energy recovery. More than 90% of the energy content from sludge was extracted. Also, about the same amount of energy would be transferred to the gasifier (biogas) as thermal energy to the digester. This extraction resulted in the same use of biogas as the reference scenario but final product was a totally dry biochar which represented a fraction of the initial mass. Phosphorus was concentrated and significantly preserved. This analysis suggests that anaerobic digestion followed by dehydration, drying and gasification could be a promising and viable option for energy and nutrient recovery from municipal sludge in replacement of conventional paths.

KEYWORDS

Municipal sludge, gasification, anaerobic digestion, biosolids, nutrient recovery

CONTEXT OF RESEARCH

Quebec, a Canadian province, is currently investing important funds and resources in order to divert organic waste from landfills and incineration facilities. The main target is to avoid all

* Corresponding author

organic waste burial or incineration by 2020. Low tipping fees for landfill have historically been a major barrier but it became widely contested because of the high environmental impacts of this disposal pathway. Focus was brought to municipal sludge earlier because of their high moisture content, which is directly related to disposal cost, whether it is hauled to landfill or thermally degraded on site. Anaerobic digestion (AD) is strongly encouraged by environmental authorities for all types of organic wastes. However, this approach solves the problem only partially. Sludge volume and mass are greatly reduced by AD but the water content of the digested sludge, often called digestate, is still high.

In order to find solutions to this problem, different scenarios have been previously discussed but one drew more attention: the treatment of digestate by low temperature gasification. Further investigation was conducted in order to evaluate the potential of anaerobic digestion and gasification coupling for the treatment of municipal wastewater sludge. The current work is presented as the first step of a new research effort at *École de technologie supérieure* (ÉTS) of Montreal. The main objective of this research is to establish a global energy and mass balance of a coupled anaerobic digestion - gasification sludge treatment system. Results will lead to a better understanding of the heat and mass transfers prior to a larger scale application of a combined installation.

METHODOLOGY

The core of this work is divided in three parts. The first and second parts aim to evaluate, respectively, the energy consumption of anaerobic digestion and gasification processes. In order to do so, the theoretical energy and mass balance are established in conjunction with measurements taken at a local wastewater treatment plant (WWTP). Sludge from this site is treated successively through AD and dewatering. Digested sludge is then treated off-site by gasification. The last part merges these analyses in order to optimize the energy transfers between the two processes. The calculation procedure is customizable to fit a specific case. Results are then compared to other studies involving a similar approach. Measurements of parameters (VS, TS, COD, phosphorus, etc.) were taken following *Standard Methods for examination of water and wastewater* [1].

ANALYSIS

The analysis is based on previous works found in scientific literature and measurements taken on sludge samples that were anaerobically digested and gasified after. AD parameters are taken from a full scale local WWTP located in the municipality of Châteauguay (Québec). General data is mainly based on annual averages so that temporary conditions do not affect the observations. However, more advanced spot analyses have been conducted in order to evaluate specific parameters. Missing data is based on assumptions derived from literature. The plant uses a primary decantation process followed by a trickling filter and it was originally commissioned in 1991. The solid chain is schematically depicted in Figure 1.

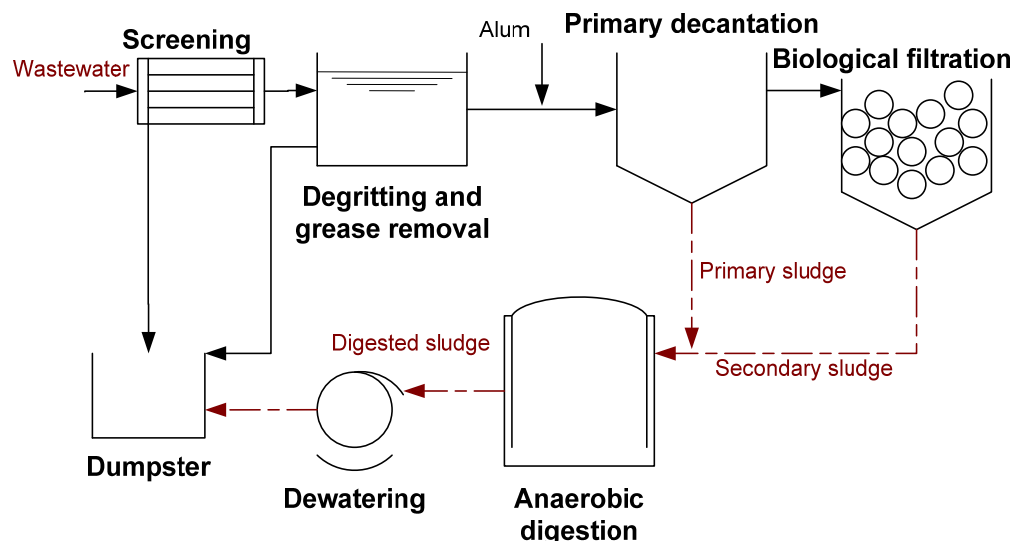


Figure 1. WWTP simplified process diagram

Figure 1 indicates that after screening, degritting and grease removal, the sludge is decanted to obtain a primary sludge that is directly introduced in an anaerobic digester while the remaining wastewater is subject to biological filtration. This secondary sludge is then mixed with primary and directed in the anaerobic digester as well.

Samples from both mixed raw sludge (MRS) and anaerobically digested sludge are collected and regularly analyzed by the plant operators. In the normal process (reference scenario), digested sludge mixed with polymer is dewatered through a filter-press before being sent to landfill. No specific pre-treatment has been applied prior to digestion. Energy use for dewatering is not included in the energy balance because it is related to polymer selection, technology used and operation parameters. Therefore, the value for dewatering can vary significantly. In addition, water extraction process would be exactly the same with or without gasification in the context of this research. The gasification step is considered as a replacement for the dumpster or drying solutions which comes after dewatering.

For comparison with this analysis, work conducted by Boran et al. showed an excess energy of 8.86 GJ per dry ton of sludge anaerobically treated and then incinerated excluding energy use of equipments (dewatering, pumping, etc.) but including heating energy (sludge heating, etc.) [2]. Cao et al. presented an energy efficiency of 71.4% for waste activated sludge treated by AD and then by pyrolysis excluding energy requirements for ensuring the processes [3]. Assuming a dry digested sludge LHV of $17 \text{ MJ} \cdot \text{kg}^{-1}$, this would lead to a 12.14 GJ per dry ton.

Anaerobic digestion

Characteristics and kinetics of AD are well described in the literature. It is composed of four major steps: hydrolysis, acidogenesis, acetogenesis and methanogenesis. Rate determining step is generally known to be hydrolysis [4]. For calculation of mass balance, digester input

is mixed raw sludge (MRS) which is composed of primary and secondary sludge. Outputs are digested sludge and biogas. Methane yield (R_{CH_4}) can be expressed as follow [5]:

$$R_{CH_4} = \frac{Q_{CH_4}}{Q_e \times [VS]_e} \quad (1)$$

Methane production over incoming volatile solids (VS) flow indicates methane yield in $Nm^3 \cdot kg_{VS}^{-1}$. This is very important to compare equivalent scenarios. Inorganic content is considered unchanged before and after digestion. It is noted that siloxanes, hydrogen sulfide, ammonia, nitrogen and other volatile compounds are released into biogas during AD process [6] but volume are relatively low and thus are neglected for this analysis. Average performance data indicate a 50% conversion of VS to biogas for a 70% VS sludge. In these conditions, the methane yield can vary greatly and is expected to be between 0.40 and 0.65 $Nm^3 CH_4 \cdot kg^{-1} VS$ [2, 5, 7-9]. Biogas has a presumed composition of 60% CH_4 and is saturated in water vapor at process temperature. The mass balance of the AD process is performed using annual average data collected by the plant operators of the WWTP. The plant uses a mesophilic digester of 1500 m^3 followed by another similar tank that is used for settling. Temperature is kept around 35.5°C during normal operation of the digester. Average hydraulic residence time (HRT) is about 25 days. Organic load is approximately 1.56 $kg VS m^{-3} of digester \cdot d^{-1}$. The main flows and characteristics of MRS, DS and biogas are presented in Table 1.

Table 1. Average daily flows

Type of flow	Direction	Flow ($m^3 \cdot d^{-1}$)	Dryness	Specific gravity	VS	Dry flow ($t \cdot d^{-1}$)
Mixed raw sludge	In	75	3.85 %	1.04	73 %	2.89
Digested sludge	Out	72	2.20 %	1.02	53 %	1.58
Biogas	Out	1453	Sat.	-	-	-

Biogas exact composition on a yearly basis is not precisely known. However, based on an assumed CH_4 content (60%) [9, 10], VS reduction (48%) and biogas average flow rate, a CH_4 yield of 0.45 $Nm^3 CH_4 \cdot kg^{-1} VS$ is evaluated using Equation 1. Remaining compounds are considered to be CO_2 and saturated water vapor.

Energy consumption factors are taken or adapted from published energy analyses and wastewater treatment references in conjunction with on-site data [2, 4, 10-13]. Energy consumption data is presented in Table 2 and reflect expected values from the WWTP based on annual average and literature [10].

Table 2. Annual energy data for anaerobic digestion

Parameter	Electrical input (GJ)	Thermal input (GJ)	Losses (GJ)	Thermal output (GJ)
Pumping and stirring	613	-	184	429
Affluent heat (35.5°C)	-	2823	-	2823
Digester heating	-	974	974	0
Total	613	3797	1158	3252

Digester heating is calculated using degree-days from Montreal, Canada and all heat contained in the biogas outflow is neglected. Combined electrical and mechanical efficiency of pumping and stirring is assumed to be 70%. For one insulated concrete digesters and one insulated concrete settling tank, the total volume is 3000 m³ for a total surface area of about 1300 m². Average daily sludge flow at 3.85% total solids (TS) is 75 m³ per day. Then, biogas production is 1453 m³ per day with a LHV taken at 21.5 [2, 9]. The end result is a digestion overall energy investment of 4410 GJ • a⁻¹ for a potential recovery of 3252 GJ • a⁻¹ in low temperature thermal energy and 11 402 GJ • a⁻¹ of biogas energy.

Gasification

The gasification process has been widely studied for several decades. Many studies focused on municipal sludge because of its particular management requirements and its high moisture content that represents a challenge. Various gasification approaches exist. The intent here is not to expose them but to evaluate the expected potential. The major steps incurred in gasification are drying, pyrolysis and partial oxidation. Kinetic behavior of pyrolysis, oxidative pyrolysis and gasification has been extensively described and modeled in literature, which is used for design parameters evaluation [3, 14-19]. Several studies use three parallel reactions to predict results of the models with decomposition temperature around 250°C, 350°C and 550°C [20, 21].

For this research, generated syngas is used to tend, as much as possible, toward self-sustainability of gasification. However, experiments have led to a minimum dryness of 45-55 % for autothermic combustion of digested sludge [2]. This implies that lower dryness level would require auxiliary fuel. Also, in order to minimize loss of moderately volatile elements, such as phosphorus, a low temperature process (400 to 500°C) is used in this study. This is especially important as phosphorus is one of the most valuable fertilizing elements contained in sludge. Also, this element is known to show very little volatilization below 600°C [22]. Phosphorus (expressed as P₂O₅) typical concentration in digested sludge is considered to be around 2.5 to 3.6 % TS [10, 19]. The mass balance of gasification is based on literature data in addition to VS, mass and heating value reduction. All mass losses are assumed to end up as condensed water and flue gases. For experimentation, digested sludge was transported to an offsite gasifier right after being dewatered. The gasifier is a small capacity commercial unit (50 kg • h⁻¹) designed for energy production from waste using air as the gasifying agent. The gasifier simplified process is shown at Figure 2.

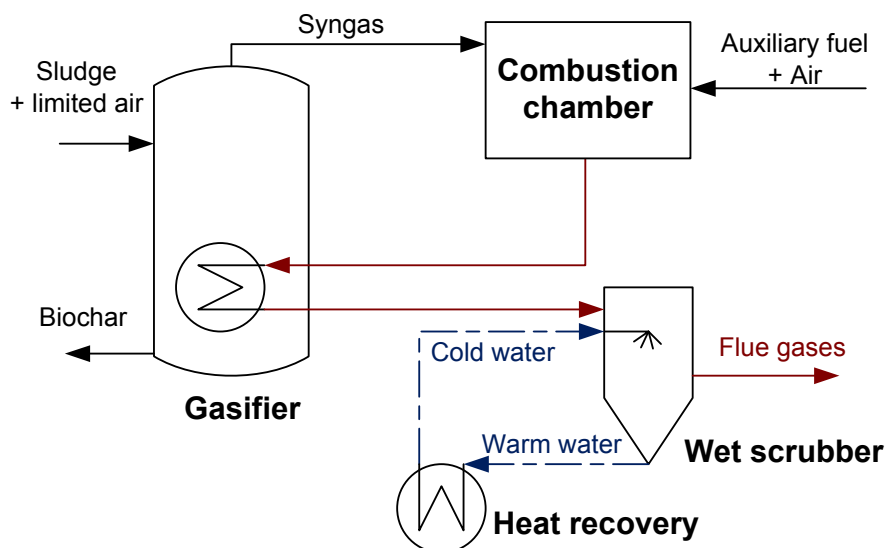


Figure 2. Simplified gasifier process diagram

Syngas is produced in the gasifier at around 450-550°C. It is automatically sent to a combustion chamber maintained at constant temperature (1100°C) with an auxiliary fuel. Flue gases are then directed to a heat exchanger in the gasifier before being quenched in a wet scrubber. Heat is recovered from warm water which is sent back to the scrubber. The collected residue is carbonaceous ash or biochar. Multiples physical analyses were performed on digested sludge and gasified sludge (biochar). The properties of the analyzed products are presented in Table 3.

Table 3. Properties of digested and gasified sludge

Type	Dryness	VS	HHV (MJ/kg _{dry})
Digested sludge	22%	55%	12.1
Gasified sludge	100%	15%	1.2

In the gasification process, VS went down from 55% to 15% and water content became negligible. This is equivalent to a mass reduction of 47% on a dry basis and 90% on a wet basis. Measured HHV of biochar is about 10% of digested sludge but measurements were not very accurate due to the very low residual energy. A biochar sample is shown on Figure 3.



Figure 3. Gasified sludge sample (biochar)

On the energy side, inputs to the system are provided by electrical equipments and auxiliary fuel. However, electrical consumption calculation is excluded because it cannot be considered directly proportional to scaling up and because it is highly dependent upon the technology used. Energy output is the thermal energy recovered from warm water flow. Table 4 contains energy values used for the analysis.

Table 4. Annual energy data for gasification

Parameter	Energy (GJ)
Auxiliary fuel	3891
Sludge energy	6572
Heat losses	-2267
Biochar energy	-242
Balance	7948

Preliminary evaluations show that for an input of 10 463 GJ of energy (auxiliary fuel and sludge), there would be 7948 GJ available for recovery. Losses include remaining energy from the biochar and energy that is not recovered from the process due to uncontrolled heat transfer directly to the surrounding environment. About 90% of the total energy content was released during gasification.

Anaerobic digestion and gasification coupling

By merging the energy and mass balances, many transfers can be achievable. Values of potential energy flows are provided in Figure 4. These values are calculated on an annual basis from the average data. The first mass flows (full lines) are sludge (brown) and biogas (green). Water flow (blue) is represented by small dashes lines. Finally, heat (red) is shown by large dashed lines. TPA stands for *tonne per annum* and is expressed on a dry basis.

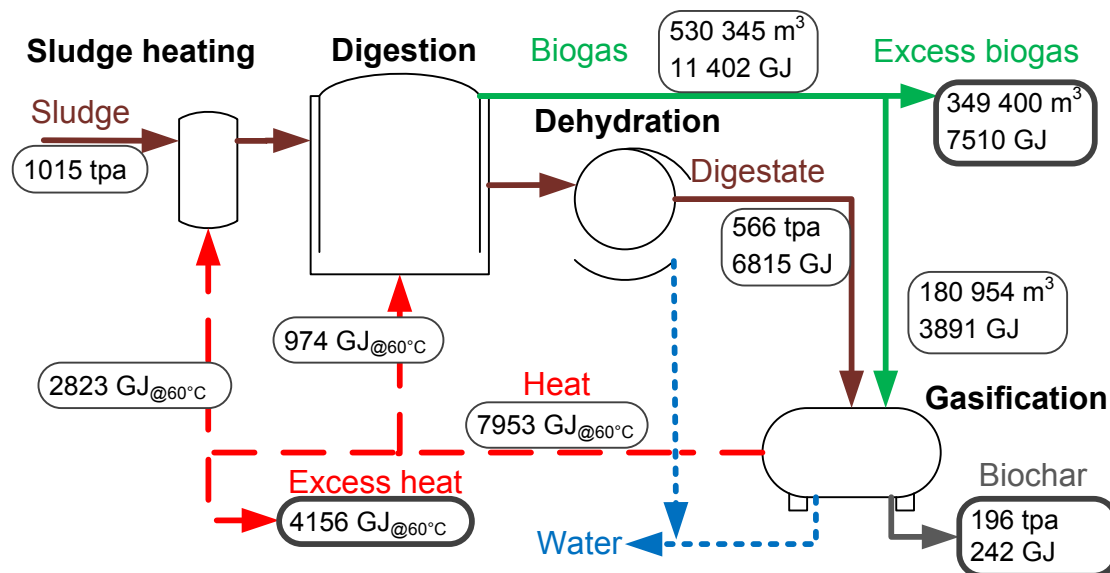


Figure 4. Anaerobic digestion and gasification process diagram and annual flow rates

The coupled process includes transfer of biogas to the gasifier. On the other hand, energy recovered from the gasifier (around 60°C in this case) is used to heat the incoming sludge and the digester. The recoverable energy is 7510 GJ in the form of biogas and 4156 GJ as water at 60°C. Losses are considered but not shown on the figure in order to ease understanding. Excess energy is then evaluated to be 11.5 GJ • ton⁻¹ on a dry basis (7.4 GJ has biogas and 4.1 GJ as heat).

Finally, phosphorus content has been evaluated. Concentrations in digested sludge and biochar were 19 600 mg • kg⁻¹ (1.9%) and 39 400 mg • kg⁻¹ (3.9%) respectively. By deducting the VS reduction, these results show a preservation of 95% of total phosphorus.

DISCUSSION

For the anaerobic digestion, it is obvious that the main energy requirement is heating of incoming sludge. This is especially important because improvement of digesters insulation can have a limited impact on energy consumption. Energy recovery from outgoing flow of the digester is technically challenging due to the nature of sludge and its low temperature differential. However the presence of a gasifier brings a new higher temperature source of energy to fulfill the AD needs. Therefore, it should deserve consideration in digestion systems design. The excess energy result of 11.5 GJ per dry ton of sludge is coherent with other works [2, 3] but is probably slightly overestimated. It is interesting to acknowledge that the energy transferred from the digester to the gasifier (3891 GJ of biogas) is almost the same as the thermal energy taken from gasification to fulfill the heat requirements of the digester and the incoming sludge flow (3797 GJ). Consequently, using the gasification waste heat in an attempt to maximize biogas excess can be seen as an improvement because biogas has a higher energy density and is a much more versatile gas than syngas. Waste excess heat (4156

GJ), if recovered at a higher temperature, could be partly used to pre-dry digestate which would reduce the biogas use even more. This leaves more potential for other outcomes such as biomethane upgrade for grid injection. From another angle, sludge thermal pre-treatments have shown impressive improvement in biogas yields by many studies [23, 24]. The initial composition of sludge has also been described as highly important and directly related to its degradability [25]. The increase in sludge conversion to biogas would result in a lower VS content in digestate, thus leaving less energy for the gasification process. However, dehydrated digested sludge volume would be reduced even more, assuming a similar dewatering potential. Hence, more energy per volume of digestate would be required for gasification but the total energy requirement would decrease because of the reduced volume to be treated.

Most of the heat generated by gasification in this experiment is in the form of hot water around 60°C but it could be optimized by a proper heat exchanger selection. This abundant energy source includes recovered latent energy from condensation of flue gases. There is a major potential for fulfilling most, if not all, of the heating requirements of the AD system depending on the simultaneity of the demand and the production. A comfortable excess of energy is available and should be used for on-site application such as water and air heating. Heat pumps could help increase recovery potential if needed. Nevertheless, more complete calculations are required before attempting a larger scale installation because of the many assumptions made in this work.

CONCLUSION

This project was intended first to evaluate whether or not the anaerobic digestion and gasification coupling could be beneficial from an energy efficiency point of view. Theoretical calculations combined with experimental analyses showed that an important improvement of energy recovery and reuse was possible by combining the two processes. Biogas use remained almost unchanged but the initial scenario did not include any drying while the coupling produces totally dry biochar. Confidence in results would benefit from a more integrated pilot scale coupled process using biogas as the auxiliary fuel. Additional research should be conducted in order to optimize energy transfers and maximize valuable energy outputs such as biogas. Furthermore, an air drying step using waste heat could improve energy efficiency of the process and has been studied [15]. A very important potential exists for the anaerobic digestion and gasification coupling so emphasis should be put on economical analyses based on local contexts, legislations and incentives. Finally, biochar analyses would help determine whether this product is suitable for agricultural use but it is safe to admit that phosphorus is preserved and concentrated by low temperature gasification.

ACKNOWLEDGEMENT

Authors are grateful for the research funders and partners: Ecosystem, Terragon, ÉTS, the industrial research chair, STEPPE-ÉTS, CRSNG, FRQNT, Recyc-Québec and Fondation universitaire Arbour.

NOMENCLATURE

AD	Anaerobic digestion
DS	Digested sludge
HHV	Higher heating value
Nm ³	Normal cubic meters at 0°C and 1 bar
TPA	Tonne per annum
TS	Total solids
VS	Volatile solids
WWTP	Wastewater treatment plant

REFERENCES

1. Eaton, A. D.; Franson, M. A. H., *Standard methods for the examination of water & wastewater*. American Public Health Association: 2005.
2. Boran, J.; Houdkova, L.; Ucekaj, V.; Stehlik, P., Utilization of energy from thermal treatment of sludge. *Management of Environmental Quality: An International Journal* 2008, 19, (4), 433-443.
3. Cao, Y.; Pawłowski, A., Sewage sludge-to-energy approaches based on anaerobic digestion and pyrolysis: Brief overview and energy efficiency assessment. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 2012, 16, (3), 1657-1665.
4. Appels, L.; Baeyens, J.; Degreè, J.; Dewil, R., Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Progress in Energy and Combustion Science* 2008, 34, (6), 755-781.
5. Bernet, N.; Buffière, P., Caractérisation de la mise en oeuvre de la méthanisation. In *La méthanisation 2e édition*, Lavoisier: France, 2011; pp 87-113.
6. Ryckebosch, E.; Drouillon, M.; Vervaeren, H., Techniques for transformation of biogas to biomethane. *Biomass and Bioenergy* 2011, 35, (5), 1633-1645.
7. Arnaud, T., Traitement et valorisation du biogaz issu d'un réacteur anaérobie. In *La méthanisation 2e édition*, Lavoisier: France, 2011; pp 480-498.
8. Nallathambi Gunaseelan, V., Anaerobic digestion of biomass for methane production: A review. *Biomass and Bioenergy* 1997, 13, (1-2), 83-114.
9. Camacho, P.; Prévot, C., Méthanisation des boues. In *La méthanisation 2e édition*, Lavoisier: France, 2011; pp 87-113.
10. Metcalf & Eddy.; Tchobanoglous, G.; Burton, F. L.; Stensel, H. D., *Wastewater engineering : treatment and reuse*. 4th ed.; McGraw-Hill: Boston ; Montréal, 2003; p xxviii, 1819 p.
11. Bohn, I.; Björnsson, L.; Mattiasson, B., The energy balance in farm scale anaerobic digestion of crop residues at 11–37 C. *Process Biochemistry* 2007, 42, (1), 57-64.
12. Lübken, M.; Wichern, M.; Schlattmann, M.; Gronauer, A.; Horn, H., Modelling the energy balance of an anaerobic digester fed with cattle manure and renewable energy crops. *Water Research* 2007, 41, (18), 4085-4096.
13. Moletta, R., *La méthanisation*. 2e éd. ed.; Éd. Tec & doc: Paris, 2011; p xxi, 552 p.

14. Font, R.; Fullana, A.; Conesa, J., Kinetic models for the pyrolysis and combustion of two types of sewage sludge. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 2005, 74, (1-2), 429-438.
15. Groß, B.; Eder, C.; Grziwa, P.; Horst, J.; Kimmerle, K., Energy recovery from sewage sludge by means of fluidised bed gasification. *Waste Management* 2008, 28, (10), 1819-1826.
16. Scott, S. A.; Dennis, J. S.; Davidson, J. F.; Hayhurst, A. N., Thermogravimetric measurements of the kinetics of pyrolysis of dried sewage sludge. *Fuel* 2006, 85, (9), 1248-1253.
17. Conesa, J. A.; Domene, A., Biomasses pyrolysis and combustion kinetics through n-th order parallel reactions. *Thermochimica Acta* 2011, 523, (1), 176-181.
18. Manyà, J. J.; Sánchez, J. L.; Ábrego, J.; Gonzalo, A.; Arauzo, J., Influence of gas residence time and air ratio on the air gasification of dried sewage sludge in a bubbling fluidised bed. *Fuel* 2006, 85, (14), 2027-2033.
19. Werther, J.; Ogada, T., Sewage sludge combustion. *Progress in Energy and Combustion Science* 1999, 25, (1), 55-116.
20. Conesa, J.; Marcilla, A.; Moral, R.; Moreno-Caselles, J.; Perez-Espinosa, A., Evolution of gases in the primary pyrolysis of different sewage sludges. *Thermochimica Acta* 1998, 313, (1), 63-73.
21. Manyà, J. J.; Velo, E.; Puigjaner, L., Kinetics of biomass pyrolysis: a reformulated three-parallel-reactions model. *Industrial & engineering chemistry research* 2003, 42, (3), 434-441.
22. Bourgel, C.; Véron, E.; Poirier, J.; Defoort, F.; Seiler, J.-M.; Peregrina, C., Behavior of Phosphorus and Other Inorganics during the Gasification of Sewage Sludge. *Energy & Fuels* 2011.
23. Bougrier, C.; Delgenès, J. P.; Carrère, H., Effects of thermal treatments on five different waste activated sludge samples solubilisation, physical properties and anaerobic digestion. *Chemical Engineering Journal* 2008, 139, (2), 236-244.
24. Climent, M.; Ferrer, I.; Baeza, M. d. M.; Artola, A.; Vázquez, F.; Font, X., Effects of thermal and mechanical pretreatments of secondary sludge on biogas production under thermophilic conditions. *Chemical Engineering Journal* 2007, 133, (1-3), 335-342.
25. Gavala, H. N.; Yenal, U.; Skiadas, I. V.; Westermann, P.; Ahring, B. K., Mesophilic and thermophilic anaerobic digestion of primary and secondary sludge. Effect of pre-treatment at elevated temperature. *Water Research* 2003, 37, (19), 4561-4572.

ANNEXE IV

ANALYSE LABORATOIRE AGAT



9770 ROUTE TRANSCANADIENNE
ST. LAURENT, QUEBEC
CANADA H4S 1V9
TEL (514)337-1000
FAX (514)333-3046
<http://www.agatlabs.com>

NOM DU CLIENT: ECOLE DE TECHNOLOGIE SUPERIEURE
1100, RUE NOTRE-DAME OUEST
MONTREAL, QC H3C1K3
(514) 396-8800

À L'ATTENTION DE: Michaël Dubois

N° DE PROJET:

N° BON DE TRAVAIL: 13M754855

ANALYSE DES SOLS VÉRIFIÉ PAR: Georgi Lazarov, chimiste

DATE DU RAPPORT: 2013-09-11

VERSION*: 1

NOMBRE DE PAGES: 4

Si vous desirez de l'information concernant cette analyse, S.V.P. contacter votre chargé de projets au (514) 337-1000.



9770 ROUTE TRANSCANADIENNE
ST. LAURENT, QUEBEC
CANADA H4S 1V9
TEL (514)337-1000
FAX (514)333-3046
<http://www.agatlabs.com>

NOM DU CLIENT: ECOLE DE TECHNOLOGIE SUPERIEURE
1100, RUE NOTRE-DAME OUEST
MONTREAL, QC H3C1K3
(514) 396-8800

À L'ATTENTION DE: Michaël Dubois

N° DE PROJET:

N° BON DE TRAVAIL: 13M754855

ANALYSE DES SOLS VÉRIFIÉ PAR: Georgi Lazarov, chimiste

DATE DU RAPPORT: 2013-09-11

VERSION*: 1

NOMBRE DE PAGES: 4

Si vous desirez de l'information concernant cette analyse, S.V.P. contacter votre chargé de projets au (514) 337-1000.

***NOTES**

Nous disposerons des échantillons dans les 30 jours suivants les analyses. S.V.P. Contactez le laboratoire si vous désirez avoir un délai d'entreposage.

AGAT Laboratoires

Page 1 de 4

Cette version remplace et annule toute version, le cas échéant. Ce document ne doit pas être reproduit, sinon en entier, sans l'autorisation écrite du laboratoire. Les résultats ne se rapportent qu'aux échantillons soumis pour analyse.

NOM DU CLIENT: ECOLE DE TECHNOLOGIE SUPERIEURE

PRÉLEVÉ PAR:

À L'ATTENTION DE: Michaël Dubois

LIEU DE PRÉLÈVEMENT:

Analyses Inorganiques									
DATE DE RÉCEPTION: 2013-09-04					DATE DU RAPPORT: 2013-09-11				
IDENTIFICATION DE L'ÉCHANTILLON:									
					Digestat	Bio-Charbon			
					MATRIÈRE:	Solide			
					DATE D'ÉCHANTILLONNAGE:	2013-06-15			
					Unités	C / N	LDR	4710386	
					mg/kg	50		19600	
					Phosphore total (TKP)	50		39400	

Commentaires: LDR - Limite de détection rapportée; C / N - Critères Normes



9770 ROUTE TRANSCANADIENNE
ST. LAURENT, QUEBEC
CANADA H4S 1V9
TEL (514)337-1000
FAX (514)333-3046
http://www.agatlabs.com

Contrôle de qualité

NOM DU CLIENT: ECOLE DE TECHNOLOGIE SUPERIEURE

N° BON DE TRAVAIL: 13M754855

N° DE PROJET:

À L'ATTENTION DE: Michaël Dubois

PRÉLEVÉ PAR:

LIEU DE PRÉLÈVEMENT:

Analyse des Sols

Date du rapport: 2013-09-11			DUPLICATA			MATÉRIAU DE RÉFÉRENCE			BLANC FORTIFIÉ			ÉCH. FORTIFIÉ			
PARAMÈTRE	Lot	N° éch.	Dup #1	Dup #2	% d'écart	Blanc de méthode	% Récup.	Limites		% Récup.	Limites		% Récup.	Limites	
								Inf.	Sup.		Inf.	Sup.		Inf.	Sup.

Analyses Inorganiques

Phosphore total (TKP)	1	4710386	19600	19400	1.0	< 50	105%	80%	120%	100%	80%	120%	100%	80%	120%
-----------------------	---	---------	-------	-------	-----	------	------	-----	------	------	-----	------	------	-----	------

Certifié par:



La procédure des Laboratoires AGAT concernant les signatures et les signataires se conforme strictement aux exigences d'accréditation ISO 17025:2005 comme le requiert, lorsque applicable, CALA, CCN et MDDEFP. Toutes les signatures sur les certificats d'AGAT sont protégées par des mots de passe et les signataires rencontrent les exigences des domaines d'accréditation ainsi que les exigences régionales approuvées par CALA, CCN et MDDEFP.

AGAT RAPPORT DE CONTRÔLE DE QUALITÉ

Page 3 de 4

Cette version remplace et annule toute version, le cas échéant. Ce document ne doit pas être reproduit, sinon en entier, sans l'autorisation écrite du laboratoire. Les résultats ne se rapportent qu'aux échantillons soumis pour analyse.


AGAT Laboratoires

 9770 ROUTE TRANSCANADIENNE
 ST. LAURENT, QUEBEC
 CANADA H4S 1V9
 TEL (514)337-1000
 FAX (514)333-3046
<http://www.agatlabs.com>

Sommaire de méthode

NOM DU CLIENT: ECOLE DE TECHNOLOGIE SUPERIEURE

N° BON DE TRAVAIL: 13M754855

N° DE PROJET:

À L'ATTENTION DE: Michaël Dubois

PRÉLEVÉ PAR:

LIEU DE PRÉLÈVEMENT:

PARAMÈTRE	PRÉPARÉ LE	ANALYSÉ LE	AGAT P.O.N.	RÉFÉRENCE DE LITTÉRATURE	TECHNIQUE ANALYTIQUE
Analyse des Sols					
Phosphore total (TKP)	2013-09-10	2013-09-11	INOR-101-6048	MA.300-NTPT 2.0	COLORIMÉTRIE

BIBLIOGRAPHIE

- Abu-Orf, M., B. Stinson, G. Davies, T. Goss, M. Peric, S. Amad, R. Taylor, D. Belschner et F. Hartz. 2011. « Energy recovery from anaerobic digestion when compared to close-coupled gasification ». In *16th European Biosolids and Organic Resources Conference*. (Leeds, UK).
- Abusoglu, Aysegul, Sinan Demir et Mehmet Kanoglu. 2012. « Thermoeconomic assessment of a sustainable municipal wastewater treatment system ». *Renewable Energy*, vol. 48, p. 424-435.
- Afif, Elie, Pooya Azadi et Ramin Farnood. 2011. « Catalytic hydrothermal gasification of activated sludge ». *Applied Catalysis B: Environmental*, vol. 105, n° 1-2, p. 136-143.
- Albrink, B., Hanssen, H, Nicolai, V. Hamburger. 1992. « Operation of Hamburg's sewage sludge dewatering and drying plant ». *Abwassertechnik, Abfalltechnik und Recycling*, 43rd ed., vol. 10. p. 11-13.
- Appels, Lise, Jan Baeyens, Jan Degréve et Raf Dewil. 2008. « Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge ». *Progress in Energy and Combustion Science*, vol. 34, n° 6, p. 755-781.
- Athanasoulia, E., P. Melidis et A. Aivasidis. 2012. « Optimization of biogas production from waste activated sludge through serial digestion ». *Renewable Energy*, vol. 47, n° 0, p. 147-151.
- Azzone, Emanuele, Mirko Morini et Michele Pinelli. 2012. « Development of an equilibrium model for the simulation of thermochemical gasification and application to agricultural residues ». *Renewable Energy*, vol. 46, n° 0, p. 248-254.
- Barman, Niladri Sekhar, Sudip Ghosh et Sudipta De. 2012. « Gasification of biomass in a fixed bed downdraft gasifier—A realistic model including tar ». *Bioresource Technology*, vol. 107, p. 505-511.
- Batstone, Damien J, J Keller, Irini Angelidaki, SV Kalyuzhnyi, SG Pavlostathis, A Rozzi, WTM Sanders, H Siegrist et VA Vavilin. 2002. « The IWA Anaerobic Digestion Model No 1(ADM 1) ». *Water Science & Technology*, vol. 45, n° 10, p. 65-73.
- Bernet, Nicolas, et Pierre Buffière. 2011. « Caractérisation de la mise en oeuvre de la méthanisation ». In *La méthanisation 2e édition*. p. 87-113. France: Lavoisier.
- Blumensaat, F., et J. Keller. 2005. « Modelling of two-stage anaerobic digestion using the IWA Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1) ». *Water Research*, vol. 39, n° 1, p. 171-183.

- Boran, Jaroslav, Lucie Houdkova, V Ucekaj et P Stehlik. 2008. « Utilization of energy from thermal treatment of sludge ». *Management of Environmental Quality: An International Journal*, vol. 19, n° 4, p. 433-443.
- Bougrier, C., C. Albasi, J. P. Delgenès et H. Carrère. 2006. « Effect of ultrasonic, thermal and ozone pre-treatments on waste activated sludge solubilisation and anaerobic biodegradability ». *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, vol. 45, n° 8, p. 711-718.
- Bougrier, C., H. Carrère et J. P. Delgenès. 2005. « Solubilisation of waste-activated sludge by ultrasonic treatment ». *Chemical Engineering Journal*, vol. 106, n° 2, p. 163-169.
- Bougrier, C., J. P. Delgenès et H. Carrère. 2007. « Impacts of thermal pre-treatments on the semi-continuous anaerobic digestion of waste activated sludge ». *Biochemical Engineering Journal*, vol. 34, n° 1, p. 20-27.
- Bougrier, Claire, Jean Philippe Delgenès et Hélène Carrère. 2008. « Effects of thermal treatments on five different waste activated sludge samples solubilisation, physical properties and anaerobic digestion ». *Chemical Engineering Journal*, vol. 139, n° 2, p. 236-244.
- Bourgel, Christine, Emmanuel Véron, Jacques Poirier, Françoise Defoort, Jean-Marie Seiler et Carlos Peregrina. 2011. « Behavior of Phosphorus and Other Inorganics during the Gasification of Sewage Sludge ». *Energy & Fuels*, vol 25, n°12, p. 5707-5717.
- Brewer, Catherine E., Klaus Schmidt-Rohr, Justinus A. Satrio et Robert C. Brown. 2009. « Characterization of biochar from fast pyrolysis and gasification systems ». *Environmental Progress & Sustainable Energy*, vol. 28, n° 3, p. 386-396.
- Caballero, JA, A Marcilla et JA Conesa. 1997. « Characterization of sewage sludges by primary and secondary pyrolysis ». *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 40, p. 433-450.
- Camacho, Patricia, et Claude Prévot. 2011. « Méthanisation des boues ». In *La méthanisation 2e édition*, sous la dir. de Moletta, p. 87-113. France: Lavoisier.
- Cao, Yan, Yang Wang, John T Riley et Wei-Ping Pan. 2006. « A novel biomass air gasification process for producing tar-free higher heating value fuel gas ». *Fuel Processing Technology*, vol. 87, n° 4, p. 343-353.
- Cao, Yucheng, et Artur Pawłowski. 2012. « Sewage sludge-to-energy approaches based on anaerobic digestion and pyrolysis: Brief overview and energy efficiency assessment ». *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 16, n° 3, p. 1657-1665.

- Carrère, H., C. Dumas, A. Battimelli, D. J. Batstone, J. P. Delgenès, J. P. Steyer et I. Ferrer. 2010. « Pretreatment methods to improve sludge anaerobic degradability: A review ». *Journal of Hazardous Materials*, vol. 183, n° 1–3, p. 1-15.
- Chen, Guohua, Po Lock Yue et Arun S Mujumdar. 2002. « Sludge dewatering and drying ». *Drying Technology*, vol. 20, n° 4-5, p. 883-916.
- Climent, Mavi, Ivet Ferrer, Ma del Mar Baeza, Adriana Artola, Felícitas Vázquez et Xavier Font. 2007. « Effects of thermal and mechanical pretreatments of secondary sludge on biogas production under thermophilic conditions ». *Chemical Engineering Journal*, vol. 133, n° 1–3, p. 335-342.
- Conesa, JA, A Marcilla, R Morál, J Moreno-Caselles et A Perez-Espinosa. 1998. « Evolution of gases in the primary pyrolysis of different sewage sludges ». *Thermochimica Acta*, vol. 313, n° 1, p. 63-73.
- Conesa, Juan A, et Antonio Domene. 2011. « Biomasses pyrolysis and combustion kinetics through n-th order parallel reactions ». *Thermochimica Acta*, vol. 523, n° 1, p. 176-181.
- Domínguez, A., Y. Fernández, B. Fidalgo, J. J. Pis et J. A. Menéndez. 2008. « Bio-syngas production with low concentrations of CO₂ and CH₄ from microwave-induced pyrolysis of wet and dried sewage sludge ». *Chemosphere*, vol. 70, n° 3, p. 397-403.
- Eaton, Andrew D, et Mary Ann H Franson. 2005. *Standard methods for the examination of water & wastewater*. États-Unis : American Public Health Association 2462 p.
- Environnement Canada. 2013. *Document technique sur la gestion des matières organiques municipales*, En14-83/2013F, Canada : Gouvernement du Canada, 256 p.
- Ferrasse, J-H, Isabelle Seyssiecq et Nicolas Roche. 2003. « Thermal gasification: A feasible solution for sewage sludge valorisation? ». *Chemical engineering & technology*, vol. 26, n° 9, p. 941-945.
- Ferrer, Ivet, Sergio Ponsá, Felícitas Vázquez et Xavier Font. 2008. « Increasing biogas production by thermal (70°C) sludge pre-treatment prior to thermophilic anaerobic digestion ». *Biochemical Engineering Journal*, vol. 42, n° 2, p. 186-192.
- Fixen, Paul E, et Adrian M Johnston. 2012. « World fertilizer nutrient reserves: a view to the future ». *Journal of the science of food and agriculture*, vol. 92, n° 5, p. 1001-1005.
- Font, R., A. Fullana et J. Conesa. 2005. « Kinetic models for the pyrolysis and combustion of two types of sewage sludge ». *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 74, n° 1-2, p. 429-438.

- Fonts, I, M Azuara, G Gea et MB Murillo. 2009. « Study of the pyrolysis liquids obtained from different sewage sludge ». *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 85, n° 1, p. 184-191.
- Fuchs, W., Wäger, F., Kirchmayr, R., Braun R., Drosch, B. 2010. « Digestate treatment: comparison and assessment of existing technologies ». *Proceedings Venice 2010, Third International Symposium on Energy from Biomass and Waste*, CISA Environmental Sanitary Engineering Center, Novembre 2010, p. 8-11.
- Fullana, Andres, Juan A Conesa, Rafael Font et Ignacio Martín-Gullón. 2003. « Pyrolysis of sewage sludge: nitrogenated compounds and pretreatment effects ». *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 68, p. 561-575.
- Fullana, Andrés, Juan A Conesa, Rafael Font et Sukh Sidhu. 2004. « Formation and destruction of chlorinated pollutants during sewage sludge incineration ». *Environmental science & technology*, vol. 38, n° 10, p. 2953-2958.
- García-Bernet, Diana, Pierre Buffière, Eric Latrille, Jean-Philippe Steyer et Renaud Escudie. 2011. « Water distribution in biowastes and digestates of dry anaerobic digestion technology ». *Chemical Engineering Journal*, vol. 172, n° 2-3, p. 924-928.
- Gavala, Hariklia N., Umur Yenal, Ioannis V. Skiadas, Peter Westermann et Birgitte K. Ahring. 2003. « Mesophilic and thermophilic anaerobic digestion of primary and secondary sludge. Effect of pre-treatment at elevated temperature ». *Water Research*, vol. 37, n° 19, p. 4561-4572.
- Gouvernement du Québec. 2000. « Politique québécoise de gestion des matières résiduelles 1998-2008 ». *Gazette officielle du Québec*, Québec : Éditeur officiel du Québec, 132^e année, n° 39, p. 968-974.
- Goyal, HB, Diptendu Seal et RC Saxena. 2008. « Bio-fuels from thermochemical conversion of renewable resources: a review ». *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 12, n° 2, p. 504-517.
- Groß, Bodo, Christian Eder, Peter Grziwa, Juri Horst et Klaus Kimmerle. 2008. « Energy recovery from sewage sludge by means of fluidised bed gasification ». *Waste Management*, vol. 28, n° 10, p. 1819-1826.
- Hamilton, CJ. 2000. « Gasification As An Innovative Method of Sewage-Sludge Disposal ». *Water and Environment Journal*, vol. 14, n° 2, p. 89-93.
- Han, Rong, Jinwen Liu, Yuancheng Zhang, Xiaoqian Fan, Wenjing Lu et Hongtao Wang. 2012. « Dewatering and granulation of sewage sludge by biophysical drying and thermo-degradation performance of prepared sludge particles during succedent fast pyrolysis ». *Bioresource Technology*, vol. 107, p. 429-436.

- Hébert, Marc, Jean, Mariève, BOucher, François, Plante, Johanne. 2008. « Guide sur la valorisation des matières résiduelles ». Québec: Gouvernement du Québec. En ligne. 160 p.
http://www.mddep.gouv.qc.ca/matieres/mat_res/fertilisantes/critere/guide-mrf.pdf.
 Consulté le 15 juin 2013.
- Horttanainen, Mika, Juha Kaikko, Riikka Bergman, Minna Pasila-Lehtinen et Janne Nerg. 2010. « Performance analysis of power generating sludge combustion plant and comparison against other sludge treatment technologies ». *Applied Thermal Engineering*, vol. 30, n° 2-3, p. 110-118.
- Houdková, Lucie, Jaroslav Boráň, Vladimír Ucekaj, Thomas Elsäßer et Petr Stehlík. 2008. « Thermal processing of sewage sludge – II ». *Applied Thermal Engineering*, vol. 28, n° 16, p. 2083-2088.
- Josses, Juan Carlos, Benedek, Andrew. 14 mars 2013. *Syngas biomethanation process and anerobic digestion system*. US patent 20130203144. In *USPTO*. IFI Claims Patent Services. www.google.com/patents/US20130203144. Consulté le 18 août 2013.
- Kalinci, Yildiz, Arif Hepbasli et Ibrahim Dincer. 2011. « Exergoeconomic analysis of hydrogen production from plasma gasification of sewage sludge using specific exergy cost method ». *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 36, n° 17, p. 11408-11417.
- Kim, Jeongsik, Chulhwan Park, Tak-Hyun Kim, Myunggu Lee, Sangyong Kim, Seung-Wook Kim et Jinwon Lee. 2003. « Effects of various pretreatments for enhanced anaerobic digestion with waste activated sludge ». *Journal of bioscience and bioengineering*, vol. 95, n° 3, p. 271-275.
- Kudra, Tadeusz. 2003. « Sticky region in drying—Definition and identification ». *Drying Technology*, vol. 21, n° 8, p. 1457-1469.
- Lettinga, Gatze, Salih Rebac et Grietje Zeeman. 2001. « Challenge of psychrophilic anaerobic wastewater treatment ». *Trends in Biotechnology*, vol. 19, n° 9, p. 363-370.
- Manara, P, et A Zabaniotou. 2012. « Towards sewage sludge based biofuels via thermochemical conversion—a review ». *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 16, n° 5, p. 2566-2582.
- McKendry, Peter. 2002. « Energy production from biomass (part 3): gasification technologies ». *Bioresource Technology*, vol. 83, n° 1, p. 55-63.
- George Tchobanoglous, Franklin L. Burton et H. David Stensel. 2003. *Wastewater engineering : treatment and reuse (Metcalf & Eddy)*, 4th. Coll. « McGraw-Hill series

in civil and environmental engineering ». Boston ; Montréal: McGraw-Hill, xxviii, 1819 p.

Miao, Qi, Jesse Zhu, Shahzad Barghi, Chuangzhi Wu, Xiuli Yin et Zhaoqiu Zhou. 2013. « Modeling biomass gasification in circulating fluidized beds ». *Renewable Energy*, vol. 50, p. 655-661.

Moletta, R. 2009. *Traitement des déchets*. 1^{ère} édition. Paris: Tec & Doc - Lavoisier, 685 p.

Moletta, R. 2011. *La méthanisation*, 2e éd. Paris: Tec & doc - Lavoisier, 552 p.

Moletta, R., et F. Cansell. 2003. *Méthanisation des déchets organiques : Étude bibliographique*. Coll. « Traitement et valorisation des déchets et des sols pollués », 01-0408/1A. France, 104 p.

Mountouris, A, E Voutsas et D Tassios. 2006. « Solid waste plasma gasification: equilibrium model development and exergy analysis ». *Energy Conversion and Management*, vol. 47, n° 13, p. 1723-1737.

Mountouris, A., E. Voutsas et D. Tassios. 2008. « Plasma gasification of sewage sludge: Process development and energy optimization ». *Energy Conversion and Management*, vol. 49, n° 8, p. 2264-2271.

Nakakubo, Toyohiko, Akihiro Tokai et Koichi Ohno. 2012. « Comparative assessment of technological systems for recycling sludge and food waste aimed at greenhouse gas emissions reduction and phosphorus recovery ». *Journal of Cleaner Production*, vol. 32, p. 157-172.

Nallathambi Gunaseelan, V. 1997. « Anaerobic digestion of biomass for methane production: A review ». *Biomass and Bioenergy*, vol. 13, n° 1-2, p. 83-114.

Neyens, E., et J. Baeyens. 2003. « A review of thermal sludge pre-treatment processes to improve dewaterability ». *Journal of Hazardous Materials*, vol. 98, n° 1-3, p. 51-67.

Nipattummakul, Nimit, Islam I Ahmed, Somrat Kerdsuwan et Ashwani K Gupta. 2010a. « Hydrogen and syngas production from sewage sludge via steam gasification ». *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 35, n° 21, p. 11738-11745.

Nipattummakul, Nimit, Islam Ahmed, Somrat Kerdsuwan et Ashwani K. Gupta. 2010b. « High temperature steam gasification of wastewater sludge ». *Applied Energy*, vol. 87, n° 12, p. 3729-3734.

Pachauri, RK, et A Reisinger. 2008. « Changements Climatiques 2007: Rapport de Synthèse. Rapport GIEC, Genève, Suisse, 103 p ».

- Parker, Wayne J. 2005. « Application of the ADM1 model to advanced anaerobic digestion ». *Bioresource Technology*, vol. 96, n° 16, p. 1832-1842.
- Peregrina, C. A., D. Lecomte, P. Arlabosse et V. Rudolph. 2006. « Life Cycle Assessment (LCA) Applied to the Design of an Innovative Drying Process for Sewage Sludge ». *Process Safety and Environmental Protection*, vol. 84, n° 4, p. 270-279.
- Perron, Vincent, et Marc Hébert. 2007. « Caractérisation des boues d'épuration municipales - Partie II : éléments traces métalliques ». *Vecteur Environnement*, p. 42-46.
- Ptasinski, Krzysztof J. 2008. « Thermodynamic efficiency of biomass gasification and biofuels conversion ». *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, vol. 2, n° 3, p. 239-253.
- Ptasinski, Krzysztof J, Mark J Prins et Anke Pierik. 2007. « Exergetic evaluation of biomass gasification ». *Energy*, vol. 32, n° 4, p. 568-574.
- Puig-Arnau, Maria, Joan Carles Bruno et Alberto Coronas. 2010. « Review and analysis of biomass gasification models ». *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 14, n° 9, p. 2841-2851.
- Rezaiyan, J., et N.P. Cheremisinoff. 2005. *Gasification Technologies: A Primer for Engineers and Scientists*. 1st edition, CRC press, Taylor & Francis, 360 p.
- Saw, Woei, Hamish McKinnon, Ian Gilmour et Shusheng Pang. 2012. « Production of hydrogen-rich syngas from steam gasification of blend of biosolids and wood using a dual fluidised bed gasifier ». *Fuel*, vol. 93, p. 473-478.
- Scott, Stuart A, John S Dennis, John F Davidson et Allan N Hayhurst. 2006. « Thermogravimetric measurements of the kinetics of pyrolysis of dried sewage sludge ». *Fuel*, vol. 85, n° 9, p. 1248-1253.
- Shehu, Muhammad Sani, Zainuddin Abdul Manan et Sharifah Rafidah Wan Alwi. 2012. « Optimization of thermo-alkaline disintegration of sewage sludge for enhanced biogas yield ». *Bioresource Technology*, vol. 114, n° 0, p. 69-74.
- Solagro, 2004. « La qualité agronomique des digestats - Synthèse ». En ligne. <http://www2.ademe.fr/servlet/getBin?name=B079B305D655AC38026D052EA7152DFA1131525979486.pdf>. France : ADEME, 17 p.
- Stasta, Pavel, Jaroslav Boran, Ladislav Bebar, Petr Stehlik et Jaroslav Oral. 2006. « Thermal processing of sewage sludge ». *Applied Thermal Engineering*, vol. 26, n° 13, p. 1420-1426.
- Suh, Young-Jin, et Patrick Rousseaux. 2002. « An LCA of alternative wastewater sludge treatment scenarios ». *Resources, Conservation and Recycling*, vol. 35, n° 3, p. 191-200.

- Werther, J., et T. Ogada. 1999. « Sewage sludge combustion ». *Progress in Energy and Combustion Science*, vol. 25, n° 1, p. 55-116.
- Wilkinson, Nikolas, Malithi Wickramathilaka, Doug Hendry, Andrew Miller, Reza Espanani et William Jacoby. 2012. « Rate determination of supercritical water gasification of primary sewage sludge as a replacement for anaerobic digestion ». *Bioresource Technology*, p. 269-275.
- Wilson, Christopher A, et John T Novak. 2009. « Hydrolysis of macromolecular components of primary and secondary wastewater sludge by thermal hydrolytic pretreatment ». *Water Research*, vol. 43, n° 18, p. 4489-4498.
- Xie, Li-ping, Tao Li, Jian-dong Gao, Xue-ning Fei, Xia Wu et Yuan-guang Jiang. 2010. « Effect of moisture content in sewage sludge on air gasification ». *Journal of Fuel Chemistry and Technology*, vol. 38, n° 5, p. 615-620.
- Yukihiko, Matsumura. 2002. « Evaluation of supercritical water gasification and biomethanation for wet biomass utilization in Japan ». *Energy Conversion and Management*, vol. 43, n° 9-12, p. 1301-1310.
- Zainal, ZA, Ali Rifau, GA Quadir et KN Seetharamu. 2002. « Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier ». *Biomass and Bioenergy*, vol. 23, n° 4, p. 283-289.
- Zhang, Fu-Shen, Shin-ichi Yamasaki et Masami Nanzyo. 2001. « Application of waste ashes to agricultural land—effect of incineration temperature on chemical characteristics ». *Science of the total environment*, vol. 264, n° 3, p. 205-214.
- Zupančič, G. D., et M. Roš. 2003. « Heat and energy requirements in thermophilic anaerobic sludge digestion ». *Renewable Energy*, vol. 28, n° 14, p. 2255-2267.