

Titre: Effet de réacteurs acidogènes sur la capacité de réacteurs UASB de valoriser des effluents de fromagerie contenant des huiles et graisses
Title:

Auteur: Dominic Vallerand
Author:

Date: 2015

Type: Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

Référence: Vallerand, D. (2015). Effet de réacteurs acidogènes sur la capacité de réacteurs UASB de valoriser des effluents de fromagerie contenant des huiles et graisses
Citation: [Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal]. PolyPublie.
<https://publications.polymtl.ca/1902/>

 **Document en libre accès dans PolyPublie**
Open Access document in PolyPublie

URL de PolyPublie: <https://publications.polymtl.ca/1902/>
PolyPublie URL:

Directeurs de recherche: Yves Comeau
Advisors:

Programme: Génie civil
Program:

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

EFFET DE RÉACTEURS ACIDOGÈNES
SUR LA CAPACITÉ DE RÉACTEURS UASB DE VALORISER
DES EFFLUENTS DE FROMAGERIE
CONTENANT DES HUILES ET GRAISSES

DOMINIC VALLERAND

DÉPARTEMENT DES GÉNIES CIVIL, GÉOLOGIQUE ET DES MINES
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION
DU DIPLÔME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES

(GÉNIE CIVIL)

AOÛT 2015

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé :

EFFET DE RÉACTEURS ACIDOGÈNES
SUR LA CAPACITÉ DE RÉACTEURS UASB DE VALORISER
DES EFFLUENTS DE FROMAGERIE
CONTENANT DES HUILES ET GRAISSES

présenté par : VALLERAND Dominic

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

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

M. BARBEAU Benoit, Ph. D., président

M. COMEAU Yves, Ph. D., membre et directeur de recherche

M. JEDRZEJAK Stéphane, Ph. D., membre

DÉDICACE

Je dédie ce mémoire à mon épouse pour m'avoir supporté, aidé, motivé et écouté durant ce long projet de recherche. Je le dédie aussi à mes enfants, Claire et Matéo, pour leurs beaux sourires et j'espère leur dévoiler les atouts de toujours apprendre. Il faut continuer à apprendre pour améliorer ce monde devenu de plus en plus complexe.

Je dédie ce mémoire à mes parents pour avoir encouragé la curiosité et la fierté du savoir et de m'avoir montré à persévérer et à toujours travailler au meilleur de mes capacités.

REMERCIEMENTS

Je remercie Yves Comeau mon directeur de recherche pour son soutien sur ce projet qui a commencé avec un objectif très large et qui s'est précisé au fur et à mesure de sa progression. Cette partie du développement des objectifs de recherche était une tâche laborieuse puisque j'analysais les rendements des unités de traitement de deux stations de récupération des ressources de l'eau (StaRRE) de fromagerie, j'essayais de trouver des solutions simples aux problèmes de traitement pour les exploitants et en même temps je cherchais un projet de recherche original. J'ai toujours bien apprécié nos discussions le matin au « parking de vélo » sur l'avancement du projet.

Je remercie Robert La Roche, président d'Atis Technologies (Atis) et de Valbio Canada (Valbio Canada a cessé d'opérer en 2013), pour sa contribution financière tout au long du projet et sa passion pour l'avancement de l'assainissement des eaux usées. J'espère réaliser plus de projets de recherche avec vous.

Je suis reconnaissant au Conseil de recherches en sciences naturelles et en génie du Canada (CRSNG) pour leur subvention d'engagement partenarial (SEP - Engage).

Je remercie la Fromagerie des Basques, la Laiterie Charlevoix et la Fromagerie Le Détour de m'avoir permis d'analyser les performances des unités de traitement de leur StaRRE. Ces analyses ont été réalisées dans le cadre de mon poste d'ingénieur de soutien à l'exploitation et dans le cadre de ma maîtrise. Je suis très reconnaissant à M. Gaboriault de la Laiterie Charlevoix et à M. Martel de la Fromagerie des Basques, deux opérateurs de StaRRE, qui m'ont expliqué leurs tâches quotidiennes.

Je tiens à remercier Agropur d'avoir fourni des boues granulaires de leur réacteur UASB de Notre-Dame-du-Bon-Conseil ainsi que la Fromagerie Champêtre pour les eaux de lavage et le lactosérum pour alimenter mon montage en laboratoire.

Merci à Denis Bouchard, Pierre-Antoine Malouin et Mélanie Bolduc pour avoir partagé leur savoir-faire et avoir enrichi mes connaissances en laboratoire. Denis était toujours enthousiaste de me voir arriver dans son bureau à 8 h du matin lorsqu'il prenait son café.

Merci à Marc-André Labelle et à Marie Ferland pour leurs commentaires, suggestions et réponses à mes questions durant mon projet.

À la famille-étudiante du CREDEAU, Jaime Chacana, Giovanna Llamosas, Kunaal Mahadeo, Félix Lida, Sanaz Alizadeh, Hadi Abbasi, Karim Meziani, Dominique Claveau-Mallet, Myriam de Ladurantaye-Noël, Reza Salehi, Catherine Brosseau, Julie Vincent, Marie-Laure de Boutray, Majdala Mansour-Geoffrion, Charles Élysée, Bettina Émile, Sophie Lévesque et à plusieurs autres non mentionnés, un grand merci. On a créé un environnement plaisant et amical pour partager nos idées, s'entraider et apprendre à se connaître. Toutes ces raisons ont contribué à vouloir retarder mon départ du laboratoire.

Un grand merci à mes parents pour leur soutien. Je pense qu'ils ont bien compris la raison pour laquelle j'ai laissé mon emploi pour retourner aux études.

Un grand merci à Claire et à Matéo pour avoir toujours été là pour me permettre de garder une distance saine de mes études. Enfin, un grand merci à Jennifer pour son soutien précieux et son écoute. Elle a eu beaucoup de patience de me voir travailler si fort pendant ces quatre dernières années. Maintenant c'est à ton tour de faire ta maîtrise. Courage!

RÉSUMÉ

Le réacteur à lit de boues anaérobie à flux ascendant (UASB) est un procédé de traitement et de valorisation énergétique des ressources de l'eau populaire avec plus de 1500 installations au monde. Ce réacteur est un système de traitement biologique anaérobie qui devrait être simple à opérer lorsqu'il est bien conçu. Cependant, en raison de la toxicité de composés présents dans l'affluent et de produits des réactions intermédiaires, du fractionnement de l'affluent, de la densité des granules, de la performance du système de séparation tri-phasique, des taux de transfert de masse entre le substrat et la biomasse et de l'effet du cheminement préférentiel et de zones mortes, le diagnostic de dysfonctionnement peut être complexe pour beaucoup d'exploitants. En plus, les huiles et graisses (H&G) de l'affluent peuvent s'accumuler à la surface des boues granulaires causant une réduction de la densité des granules et du taux de transfert de masse entre le substrat et les boues granulaires et causer le lessivage des boues. Des méthodes pour résoudre le problème des H&G sont de les enlever par flottation, décantation ou filtration ou encore, ce qui est préférable, de les méthaniser pour profiter de leur potentiel de valorisation énergétique.

L'objectif général de ce mémoire était de déterminer l'effet de l'ajout d'un réacteur acidogène en amont d'un réacteur UASB en augmentant la charge organique (CO) contenant des H&G.

Ce mémoire comprend un grand nombre d'activités pour améliorer les StaRRE de réacteurs UASB. Deux études de stations de récupération des ressources de l'eau (StaRRE) décentralisées de fromagerie ont été réalisées afin de déterminer le rendement de la DCO des unités de traitement en amont des réacteurs UASB ainsi que des réacteurs UASB eux-mêmes. D'après ces études, des objectifs de recherche ont été développés d'une solution ayant pour but d'accroître la capacité de traitement des StaRRE. Un montage à l'échelle de laboratoire a été réalisé avec un affluent d'eaux usées réelles de petites fromageries ayant une concentration de 25 g DCO/L. Un réacteur UASB mésophile de 13 L a été utilisé pour déterminer l'effet de la CO sur sa capacité de traitement et sa production des boues. La capacité de traitement du réacteur UASB avec un réacteur acidogène mésophile de 1,5 L en amont a ensuite été déterminée en augmentant la CO et la concentration des H&G de l'effluent. Enfin, une étude économique a été réalisée pour déterminer la meilleure option pour améliorer la capacité de traitement des StaRRE.

L'ajout d'un réacteur acidogène à un temps de rétention hydraulique (TRH) de 18 heures et à une température de 35°C en amont d'un réacteur UASB a permis d'augmenter la capacité de traitement et être en régime stable à une charge organique volumique (CV) de 18 % plus élevée que la CV maximale du réacteur UASB. Cependant, en prenant en compte la charge organique spécifique dont les boues granulaires en MVES du réacteur UASB à la place du volume liquide du réacteur, le réacteur acidogène en amont d'un réacteur UASB (système acido-UASB) a permis d'opérer en régime stable à une charge organique spécifique (F/M) de 39 % plus élevé que le ratio F/M maximal du réacteur UASB et de 20 % plus élevé avec une augmentation de cinq fois la concentration des H&G. Finalement, une étude économique a permis de déterminer que l'option d'ajouter un réacteur acidogène en amont d'un réacteur UASB existant représente une option économiquement avantageuse.

Ces travaux permettront soit de concevoir de plus petits réacteurs UASB, soit de prévoir plus de flexibilité dans la conception pour les charges et les composés toxiques imprévus, soit d'augmenter la capacité de réacteurs UASB existants et de maximiser la valorisation énergétique de la matière organique contenue dans des effluents de fromagerie.

ABSTRACT

The upflow anaerobic sludge bed (UASB) digester is a wastewater treatment system and a resource recovery process that has currently 1500 installations worldwide. This biological treatment digester should be simple to operate when it is properly designed. However, due to toxic compounds in the influent and from intermediary anaerobic products, the wastewater characterization, the density of the granular biomass, the performance of the gas-solid-separator (GSS), the optimal contact point between the biomass and the substrate and the effect of channelling and of dead zones, the diagnostic of the problem can be complex for many operators. In addition, fat, oil and grease (FOG) can accumulate on the surface of the granular biomass reducing its density and the substrate utilization rate which may result in biomass washout. Screening, flotation or settling is used to remove FOG to prevent this problem, but it is preferable to digest the FOG to valorize it energetically.

The general objective of this research was to determine the effect of adding an acidogenic reactor upstream of an UASB digester subjected to an increasing organic loading rate (OLR) containing FOG.

This thesis includes a number of activities to improve the decentralized water resource recovery facilities (WRRFs) using UASB digesters. Two cheese producer WRRFs were studied in order to determine the treatment capacity of each individual units upstream of the UASB digesters as well as the UASB digesters themselves. With the results of these studies, research objectives were defined from a solution with the goal to increase the capacity of the WRRFs. A lab-scale system was set up with a real wastewater influent of 25 g COD/L from small cheese producers. A 13-L mesophilic digester was operated at several OLRs to determine its capacity and its biomass production. This UASB digester was in turn operated with a 1.5-L upstream mesophilic acidogenic reactor to test the effect of increasing the FOG loading rate and the OLR on the increase in capacity of the system. Finally, an economic study was performed to determine the best option to improve the capacity of the WRRFs.

Adding an acidogenic reactor with a hydraulic retention time of 18 hours and at temperature of 35°C upstream of an UASB digester increased the volumetric loading by 18% compared to the volumetric loading capacity of the UASB digester. Based on the food to microorganisms ratio (F/M) rather than the volumetric loading using the UASB digester's useful volume, the

acidogenic reactor upstream of the UASB digester allowed to increase the F/M by 39% compared to the F/M capacity of the UASB digester and allowed to increase the F/M by 20% even with a five times increase in FOG loading. Additionally, an economic analysis was conducted that indicated that an acidogenic reactor is an economical choice to upgrade the capacity of an existing UASB digester treating a cheese factory effluent.

This research will allow the reduction of the design volume of UASB digesters, more flexibility in the design due to varying OLR and unexpected toxic components, the increase of the capacity of existing UASB digesters and to maximize the energetic valorization of the organic material from cheese factory effluent.

TABLE DES MATIÈRES

DÉDICACE.....	III
REMERCIEMENTS	IV
RÉSUMÉ.....	VI
ABSTRACT	VIII
TABLE DES MATIÈRES	X
LISTE DES TABLEAUX.....	XV
LISTE DES FIGURES	XVII
LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS	XIX
LISTE DES ANNEXES	XXVII
CHAPITRE 1 INTRODUCTION.....	1
1.1 Mise en contexte.....	1
1.2 Mandat.....	3
1.3 Hypothèses scientifiques originales et objectifs du projet	3
1.3.1 Hypothèses scientifiques originales (HSO).....	3
1.3.2 Objectif.....	3
1.4 Organisation du mémoire	4
CHAPITRE 2 REVUE DE LITTÉRATURE	5
2.1 Eaux usées de fromagerie.....	5
2.2 Lactosérum	6
2.2.1 Fractions des composés du lactosérum	7
2.2.2 Dégradation du lactosérum.....	8
2.2.3 Énergie potentielle.....	9
2.2.4 Valorisation	9

2.3	Options de traitement d'effluent de fromagerie	9
2.4	Traitement anaérobie.....	10
2.4.1	Inhibition	11
2.4.2	Conception de réacteurs acidogènes	12
2.4.3	Traitement anaérobie à haute capacité	12
2.4.3.1	Problèmes de réacteurs UASB	13
2.4.3.2	Études de réacteurs UASB	13
2.4.3.3	Études de systèmes acido-méthanogènes	15
CHAPITRE 3	MÉTHODOLOGIE.....	19
3.1	Étude épuratoire des StaRRE de fromagerie.....	19
3.1.1	Eaux usées	19
3.1.2	StaRRE des études	19
3.1.3	Méthodes analytiques	19
3.1.3.1	Méthode d'échantillonnage et de mesure des débits	19
3.2	Étude à échelle de laboratoire	20
3.2.1	Eaux usées	20
3.2.2	Matériel	21
3.2.3	Boues granulaires anaérobies	23
3.2.4	Produits chimiques	23
3.2.5	Protocoles opératoires	25
3.2.6	Méthodes analytiques	26
3.2.6.1	Méthodes d'échantillonnage et de mesure des débits	27
3.2.6.2	Méthodes d'échantillonnage et de préparation des analyses des boues granulaires du réacteur UASB.....	28
3.2.7	Méthodes statistiques	28

3.3	Décantation des boues de l'effluent de réacteurs acidogènes	28
3.3.1	Eaux usées	28
3.3.2	Méthodes analytiques	29
3.3.3	Matériel	29
3.3.4	Méthode d'échantillonnage	29
3.4	Scénarios d'optimisation des StaRRE de fromagerie	30
3.5	Validation des résultats	33
3.5.1	Bilans hydriques	33
3.5.2	Bilans de masse de la DCO	34
3.5.3	Bilans de masse de l'azote et du phosphore	35
3.6	Rendement du procédé	37
3.7	Production des boues anaérobies et du TRB	37
CHAPITRE 4 RÉSULTATS		38
4.1	Étude épuratoire de StaRRE de fromagerie	38
4.1.1	Fromagerie des Basques	39
4.1.2	Laiterie Charlevoix	39
4.2	Essais à l'échelle de laboratoire	41
4.2.1	Validation des résultats	42
4.2.1.1	Bilans hydriques	42
4.2.1.2	Bilans de masse de la DCO	42
4.2.1.3	Bilans de masse de l'azote et du phosphore	43
4.2.2	Caractéristiques des affluents et des effluents	45
4.2.3	Boues anaérobies	46
4.2.3.1	Boues méthanogènes	47

4.2.3.2	Évolution et production des boues méthanogènes	50
4.2.3.3	Boues acidogènes	52
4.2.4	Résultats des séries d'essais	52
4.2.4.1	Performance du réacteur UASB seul	52
4.2.4.2	Performance du système acido-UASB	53
4.2.4.3	Performance du réacteur acidogène	53
4.3	Décantation des boues de l'effluent de réacteurs acidogènes	54
4.3.1	Essais en cylindre gradué	54
4.3.2	Essai en colonne	55
4.4	Scénarios d'optimisation des StaRRE de fromagerie	59
CHAPITRE 5 DISCUSSION		63
5.1	Boues acidogènes et méthanogènes	63
5.1.1	Zones des boues méthanogènes.....	63
5.1.2	Production des boues méthanogènes.....	64
5.1.3	Fractionnement des boues méthanogènes	65
5.1.4	Boues acidogènes	66
5.1.5	Présence de composés inorganiques	66
5.2	Synthèse des séries d'essais	66
5.2.1	Réacteurs UASB et systèmes acido-UASB	66
5.2.1.1	Rendements de la DCO	67
5.2.1.2	Capacité de traitement des réacteurs UASB et des systèmes acido-UASB	67
5.2.1.3	Augmentation de la CO à cause du réacteur acidogène	68
5.2.2	Réacteur acidogène	69
5.3	Décantation des boues de l'effluent de réacteurs acidogènes	71

5.4	Scénarios d'optimisation des StaRRE de fromagerie	72
CHAPITRE 6 CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS.....		73
6.1	Conclusions	73
6.2	Recommandations	74
RÉFÉRENCES.....		77
ANNEXES		82

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2-1 : Nutriments du lait, du fromage cheddar et du lactosérum (USDA Agricultural research service, 2012).....	7
Tableau 2-2 : Caractéristiques du lactosérum.	7
Tableau 2-3 : Fractions des composés du lactosérum.	8
Tableau 2-4 : Quelques composés toxiques pour les microorganismes anaérobies (Gerardi, 2003).	11
Tableau 2-5 : Performances de réacteurs UASB.....	16
Tableau 2-6 : Performances d'un réacteur acidogène en amont d'un réacteur méthanogène (système acido-méthanogène).	17
Tableau 3-1 : Caractéristiques des eaux usées et du lactosérum collectés le 10 juin 2013.....	21
Tableau 3-2 : Produits de lavage importants utilisés à la Fromagerie Champêtre et leurs concentrations moyennes dans les eaux usées.	21
Tableau 3-3 : Conditions d'exploitation des réacteurs.....	25
Tableau 3-4 : Paramètres expérimentaux de chaque série d'essais.....	26
Tableau 3-5 : Méthodes des analyses effectuées.....	27
Tableau 3-6 : Scénarios d'optimisation des StaRRE de fromagerie.	32
Tableau 4-1 : Caractérisation de la StaRRE décentralisée de la Fromagerie des Basques entre mai 2012 et mars 2013.	40
Tableau 4-2 : Caractérisation de la StaRRE décentralisée de la Laiterie Charlevoix entre mai 2012 et mars 2013.	41
Tableau 4-3 : Bilans hydriques. Les valeurs sont les moyennes de chaque série. Les purges du réacteur UASB sont négligeables.....	42
Tableau 4-4 : Bilans de masse de la DCO.....	43
Tableau 4-5 : Bilans de masse de l'azote (voir la note du Tableau 4-4 pour les commentaires)...	44

Tableau 4-6 : Bilans de masse du phosphore (voir la note du Tableau 4-4 pour les commentaires).	45
Tableau 4-7 : Composition des boues anaérobies pour l'ensemble des séries d'essais.	50
Tableau 4-8 : Production des boues anaérobies.	51
Tableau 4-9 : Décantation en cylindres gradués de 250 mL. Le pH était à 4,5 et la température à 23°C. Le surnageant est le liquide par dessus les MES décantées.	57
Tableau 4-10 : Coûts de transport des camions-citernes et de la disposition des H&G. Le volume annuel de la disposition des H&G est de 110 m ³ basé sur 1 % du débit de l'affluent de la StaRRE de la Fromagerie des Basques (La Roche, 2010).	61
Tableau 4-11 : Coûts capitalisés et frais d'exploitation des scénarios.	62
Tableau 5-1 : Résultats de la production maximale des AGV de réacteurs acidogènes dans la littérature. Les réacteurs sont tous infiniment mélangés.	71

LISTE DES FIGURES

Figure 3-1 : Montage du réacteur UASB. Notes : M – agitateur; P – pompe péristaltique; S – CaSO ₄ avec CoCl ₂ suivi de silice enrobée de NaOH.	23
Figure 3-2 : Montage du système acido-UASB. Notes : M – agitateur; P – pompe péristaltique; S – CaSO ₄ avec CoCl ₂ suivi de silice enrobée de NaOH.	24
Figure 3-3 : Profile du réacteur UASB.....	24
Figure 3-4 : Montage de décantation en colonne. Note : le diamètre de la colonne est 150 mm. .	30
Figure 3-5 : Schémas pour les bilans de masse des réacteurs UASB et acidogène. Note : M – agitateur.	36
Figure 3-6 : Schéma pour les bilans de masse du système acidogène-UASB. Note : M – agitateur.	36
Figure 4-1 : Unités de traitement des StaRRE (La Roche, 2009, 2010). Le sous-nageant est le liquide sous les MES flottées.	38
Figure 4-2 : Fractionnements des séries 2 et 4 sans ajout de H&G.	46
Figure 4-3 : Fractionnements des séries 7 et 9 avec ajout de H&G.	47
Figure 4-4 : Concentrations moyennes des boues anaérobies durant la série 2. Les lignes représentent la moyenne des boues anaérobies ainsi que l’interface du lit de boues. La concentration des MVES à la sortie du réacteur UASB est à $0,66 \pm 0,23$ mg MVES/L.	49
Figure 4-5 : Photo de boues granulaires (graduations de l’échelle en cm).	49
Figure 4-6 : Évolution du lit de boues pendant les séries 2 et 7.....	51
Figure 4-7 : Évolution du lit de boues pendant les séries 4, 6, 8 et 9.....	51
Figure 4-8 : Évolution des CO et des concentrations des essais 1.1, 1.2, 2 et 7.	54
Figure 4-9 : Évolution des CO et des concentrations des essais 3, 4, 5, 6, 8 et 9 (Figure 4-8 pour les commentaires).....	56

Figure 4-10 : Rendement de la DCO des séries d'essais des analyses avec et sans réacteur acidogène. Les barres d'erreur sont les erreurs des bilans de masse de la DCO. Les pH sont les pH du réacteur acidogène.	56
Figure 4-11 : Relation entre le pH et les concentrations des AGV du réacteur acidogène. Les barres d'erreur sont les écarts-types des concentrations des AGV.	57
Figure 4-12 : Décantation en cylindres gradués de 250 mL et en colonne. La concentration du surnageant en colonne est une moyenne des cinq points d'échantillonnage supérieurs (C, D, E, F et G).	58
Figure 4-13 : Décantation en colonne. Le pH était à 5,11 et la température à 21°C.	58
Figure 4-14 : Évolution de la surface des boues de la décantation en colonne.....	59
Figure 4-15 : Décantation des boues au fond de la colonne. La photo de gauche est prise après 45 min et celle de droite après 3 heures.	59
Figure 5-1 : Effet de la DCO consommée sur la production des boues méthanogènes.	65
Figure 5-2 : Rendement de la DCO de réacteurs UASB dans la littérature et de ce projet. Tous les réacteurs de la littérature sont des réacteurs UASB si non identifiés autrement.....	68

LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

Sigles d'analyses et de processus de réacteur

Suffixe de sigles

a	Réacteur acidogène
AFF	Affluent
b	Réservoir (bassin)
EFF	Effluent
m	Réacteur méthanogène
Ø	Diamètre
η^2	Eta carré (pour mesurer l'effet du nombre de données des ANOVA)
ρ	Probabilité
AGV _{DCO}	AGV en unités DCO
ANOVA	Analyse de la variance
CdeV	Coefficient de variance
CO	Charge organique
COD	« Chemical oxygen demand »
Conc.	Concentration
CV	Charge organique volumique
DBO _{5c}	Demande biochimique en oxygène carbonée
DCO	Demande chimique en oxygène
DCO _{PURGE}	Concentration en unités DCO de la purge
EDTA	Éthylène diamine tétra-acétique
F	Test d'ANOVA
F _{AFF}	Flux de l'affluent
F _{AFF_DCO}	Flux de la DCO à l'affluent
F _{AFF_H2O}	Flux hydrique de l'affluent
F _{AFF_NTK}	Flux de NTK à l'affluent
F _{AFF_PT}	Flux de PT à l'affluent
F _{AGV_DCO}	Flux des AGV en unités DCO
F _{CH4}	Flux de CH ₄
F _{CH4_DCO}	Flux du CH ₄ en unités DCO

F_{EFF}	Flux de l'effluent
$F_{EFF_CH4_DCO}$	Flux du CH_4 soluble à l'effluent en unités DCO
F_{EFF_DCO}	Flux de la DCO à l'effluent
F_{EFF_H2O}	Flux hydrique de l'effluent
F_{EFF_MES}	Flux des MES à l'effluent
F_{EFF_MVES}	Flux des MVES à l'effluent
F_{EFF_NTK}	Flux de NTK à l'effluent du réacteur
F_{EFF_PT}	Flux du PT à l'effluent du réacteur
F_{EFF_SDCO}	Flux de la S_{DCO} à l'effluent
F_{GAZ}	Flux du biogaz
F_{GAZ_DCO}	Flux du biogaz en unités DCO
F_{GAZ_H2O}	Flux de la vapeur du biogaz
F_{GAZ_MOL}	Flux molaire du biogaz
F/M	Charge organique spécifique ou « food to microorganisms ratio »
FOG	« Fat, oil and grease »
F_{PURGE_DCO}	Flux de la DCO à la purge
F_{PURGE_H2O}	Flux hydrique de la purge
F_{PURGE_MES}	Flux des MES à la purge
F_{PURGE_MVES}	Flux des MVES à la purge
F_{PURGE_NTK}	Flux de NTK à la purge
F_{PURGE_PT}	Flux du PT à la purge
F_{PURGE_XDICO}	Flux de la X_{DICO} à la purge
F_{PURGE_XNTK}	Flux de X_{NTK} à la purge
F_{PURGE_XPT}	Flux de X_{PT} à la purge
F_{SDCOsa}	Flux de la S_{DICO} sans AGV
F_{XDICO}	Flux de la X_{DICO}
GAZ	Biogaz
GSS	« Gas-solid-separator »
H : D	Ratio de la hauteur par rapport au diamètre
i	Temps initial
i+t	Intervalle

id	Identification
k_d	Coefficient de respiration endogène
k_H	Constante de Henry
$k_{H_CH_4}$	Constante de Henry du CH_4
M	Mélangeur
M_{BIO_MVES}	Masse des MVES des boues
M_{BIO_XDCO}	Masse de la X_{DCO} des boues
M_{BIO_XNTK}	Masse de X_{NTK} des boues
M_{BIO_XPT}	Masse du X_{PT} des boues
MES	Matières en suspension
MIES	Matières inorganiques en suspension
M_{MVES}	Masse des MVES
moy	Moyenne
MT	Matières totales
MVES	Matières volatiles en suspension
MVT	Matières volatiles totales
NH_4	Azote ammoniacal
NH_4-N	Azote ammoniacal en unités azote
N^o	Numéro
NTK	Azote total Kjehdahl
NTK_{PURGE}	Concentration en NTK de la purge
$o-PO_4-P$	Orthophosphate en unités phosphore
OLR	« Organic loading rate »
P	Pression
P_{atm}	Pression atmosphérique
P_{BIO_MES}	Production des boues du lit de boues en MES, $P_{UASB_MES} + F_{PURGE_MES}$
P_{BIO_MVES}	Production des boues du lit de boues en MVES, $P_{UASB_MVES} + F_{PURGE_MVES}$
P_{BIO_XDCO}	Production des boues du lit de boues en X_{DCO} , $P_{UASB_XDCO} + F_{PURGE_XDCO}$
P_{BIO_XNTK}	Production des boues du lit de boues en X_{NTK} , $P_{UASB_XNTK} + F_{PURGE_XNTK}$
P_{BIO_XPT}	Production des boues du lit de boues en X_{PT} , $P_{UASB_XPT} + F_{PURGE_XPT}$
pH_a	pH du réacteur acidogène

pH_m	pH du réacteur méthanogène
P_{P_CH4}	Pression partielle du CH_4
P_{P_H2O}	Pression partielle de l'humidité
PT	Phosphore total
P_{UASB_MES}	Production (restante) des boues du lit de boues sans la purge en MES
P_{UASB_MVES}	Production (restante) des boues du lit de boues sans la purge en MVES
P_{UASB_XDCO}	Production (restante) des boues du lit de boues sans la purge en X_{DCO}
P_{UASB_XNTK}	Production (restante) des boues du lit de boues sans la purge en X_{NTK}
P_{UASB_XPT}	Production (restante) des boues du lit de boues sans la purge en X_{PT}
P_{X_MES}	Production totale des boues en MES, $P_{BIO_MES} + F_{EFFm_MES}$
P_{X_MVES}	Production totale des boues en MVES, $P_{BIO_MVES} + F_{EFFm_MVES}$
Q	Débit
Q_{CH4}	Débit du biogaz sans CO_2
Q_{GAZ}	Débit du biogaz
R	Constante des gaz parfaits
S_{DCO}	DCO soluble
S_{DCOsa}	Demande chimique en oxygène soluble sans les AGV
SRB	Bactéries sulfatoréductrices ou « sulfate reducing bacteria »
t	Temps
t	Test de Student
T	Température
$T_{pièce}$	Température de la pièce
TRB	Temps de rétention des boues
TRH	Temps de rétention hydraulique
U/O	Ratio du débit de soutirage au débit de l'effluent d'un décanteur ou « underflow rate to overflow rate ratio »
V_{BIO}	Volume du lit de boues
V_{PURGE}	Volume de la purge
$V_{RÉACTEUR}$	Volume liquide du réacteur UASB
X_{DCO}	DCO particulaire
X_{DCO_BIO}	Concentration de la X_{DCO} des boues

$X_{\text{DCO_PURGE}}$	Concentration de la X_{DCO} des boues purgées
X_{NTK}	Azote total Kjeldahl particulaire
$X_{\text{NTK_BIO}}$	Concentration de la X_{NTK} des boues
X_{PT}	Phosphore total particulaire
$X_{\text{PT_BIO}}$	Concentration du X_{PT} des boues
Y	Coefficient de synthèse

Composés et symboles chimiques

AGLC	Acides gras à longue chaîne de C10 à C50
AGV	Acide gras volatil
$\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$	Formule empirique de la biomasse
$\text{C}_{10}\text{H}_{20}\text{O}_2$	Acide caprique
$\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$	Lactose
$\text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2$	Acide palmitique
$\text{C}_{60}\text{H}_{87}\text{O}_{23}\text{N}_{12}\text{P}$	Formule chimique de la biomasse avec phosphore
$\text{C}_{560}\text{H}_{1129}\text{N}_{129}\text{O}_{326}\text{S}_2$	Formule chimique représentant la gamme des protéines du lactosérum
Ca^{2+}	Cation de calcium
$\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3(\text{OH})$	Hydroxylapatite
$\text{Ca}_{10}(\text{PO}_4)_3(\text{CO}_3)_3(\text{OH})_2$	Hydroxylapatite de carbonate
CaCO_3	Calcite
CaHPO_4	Monétite
CaSO_4	Sulfate de calcium
CH_4	Méthane
CO_2	Dioxyde de carbone
CoCl_2	Chlorure de cobalt
H&G	Huiles et graisses (acides gras neutres et AGLC de C10 à C50)
H_2O	Eau
H_2S	Sulfure d'hydrogène
H_3PO_4	Acide phosphorique
K^+	Cation de potassium
Mg^{2+}	Cation de magnésium
N	Azote

Na^+	Cation de sodium
NaOH	Soude caustique
NH_3	Ammoniac
NH_4^+	Ammoniaque
$\text{NH}_4\text{MgPO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	Struvite
O_2	Oxygène
S^{2-}	Sulfure

Unités

$^{\circ}\text{C}$	Degrés Celsius
μg	Microgramme
μL	Microlitre
μm	Micromètre
μS	Microsiemens
atm	Atmosphère
cm	Centimètre
d	Jour
dm	Décimètre
g	Gramme
h	Heure
K	Kelvin
kN	Kilonewton
kt	Kilotonne
kV	Kilovolt
kWh	Kilowatt heure
L	Litre
m	Mètre
mA	Milliampère
mg	Milligramme
min	Minute
mL	Millilitre
mm	Millimètre

mol	Mole
N	Normal ou normalité (équivalent/L)
W	Watt
Wh	Watt heure

Fractions d'eau usée

$f_{AGV(DCO)_DCO}$	Fraction des AGV en unités DCO par rapport à la DCO
f_{DCO_MVT}	Fraction de la DCO par rapport aux MVT
$f_{H\&G_DCO}$	Fraction des H&G par rapport à la DCO
$f_{H\&G_MVES}$	Fraction des H&G par rapport aux MVES
$f_{H\&G(DCO)_DCO}$	Fraction des H&G en unités DCO par rapport à la DCO
f_{MVES_MES}	Fraction des MVES par rapport aux MES
f_{XDCO_DCO}	Fraction de la X_{DCO} par rapport à la DCO
f_{XDCO_MVES}	Fraction de la X_{DCO} par rapport aux MVES
f_{XNTK_MVES}	Fraction du X_{NTK} par rapport aux MVES
f_{XPT_MVES}	Fraction du X_{PT} par rapport aux MVES

Associations et autres abréviations

Acido	Réacteur acidogène
AF	Réacteur anaérobie à filtre ou « anaerobic filter reactor »
CREDEAU	Centre de recherche, développement et validation des technologies et procédés de traitement des eaux
CSTR	Réacteur infiniment mélangé ou « continuously stirred-tank reactor »
DUHR	Réacteur hybride à flux descendant et ascendant ou « downflow-upflow hybrid reactor »
FBR	Réacteur à lit fluidisé ou « fluidized bed reactor »
HSO	Hypothèse scientifique originale
na	non applicable
nd	non disponible
PEHD	Polyéthylène haute densité
StaRRE	Station de récupération des ressources de l'eau
SCH	Épaisseur des parois
Système acido-méthanogène	Réacteur acidogène en amont d'un réacteur méthanogène

Système acido-UASB	Réacteur acidogène en amont d'un réacteur UASB
UASB	Réacteur à lit de boues anaérobies à flux ascendant ou « upflow anaerobic sludge bed »
UFAF	Réacteur anaérobies à flux ascendant à filtre ou « upflow anaerobic filter »
WRRF	« Water resource recovery facility »

LISTE DES ANNEXES

ANNEXE 1 – Données brutes	82
ANNEXE 2 – Calibration des débitmètres de biogaz	125
ANNEXE 3 – Caractéristiques détaillées des StaRRE	126
ANNEXE 4 – Résultats des rayons X des boues granulaires	132
ANNEXE 5 – Analyses statistiques	133
ANNEXE 6 – Effluent de la Fromagerie Champêtre	135
ANNEXE 7 – Rendement d'aéroflottateur	137
ANNEXE 8 – Décantation en colonne	138
ANNEXE 9 – Calibration du logiciel Biowin 4.0	139
ANNEXE 10 – Montage en laboratoire	145

CHAPITRE 1 INTRODUCTION

1.1 Mise en contexte

Le traitement des eaux usées agroalimentaires est un secteur de grande importance puisque la production de fromage ainsi que les eaux usées qui sont générées continuent à augmenter. La production de fromage mondiale était à 19 000 kt en 2011 et est estimée augmenter à 23 000 kt en 2020 donnant une croissance annuelle de 2,1 %. Au Canada, elle était à 370 kt en 2011 et elle est estimée augmenter à 410 kt en 2020 donnant une croissance annuelle de 1,1 % (OECD, 2011). Puisque environ neuf volumes de lactosérum, un produit dérivé de la production de fromage, sont produits pour chaque volume de fromage, la production de lactosérum mondiale était d'environ 180 millions de m³ en 2011 et celle du Canada d'environ 3,4 millions de m³ pour la même année. Au Canada, ceci serait l'équivalent d'effluent domestique de 17 millions d'habitats déterminé sur une base de 0,2 m³ habitant⁻¹ d⁻¹ (Henze et al., 2008). En plus, 1 m³/d de lactosérum ayant une concentration moyenne en demande chimique en oxygène (DCO) de 70 g DCO/L serait l'équivalent de 175 habitants basé sur une CO par personne de 400 mg DCO/L (Qasim, 1999).

Heureusement, une grande partie du lactosérum est transformée en produit de consommation ou est utilisée par l'industrie porcine (Marwaha et al., 1988; Pesta et al., 2007). Cependant, la valorisation du lactosérum n'est pas toujours disponible pour toutes les fromageries et encore moins pour les fromageries artisanales qui sont de petites fromageries. En raison de ne pas être en mesure de valoriser leur lactosérum, ces dernières versent le lactosérum dans l'égout avec leurs eaux usées.

Le traitement de ces eaux usées pour l'enlèvement des matières organiques peut se faire par traitement aérobie ou anaérobie conventionnel ou à haute capacité. Le traitement anaérobie a des avantages et désavantages par rapport au traitement aérobie. Celui-ci est un système qui a une production d'énergie, une simplicité d'opération, une faible production de biomasse et un temps de rétention hydraulique (TRH) réduit. Quelques-uns de ses désavantages sont que le traitement anaérobie peut requérir de l'alcalinité, peut nécessiter un traitement aérobie en aval pour rencontrer les normes de rejet, ne peut pas enlever une partie importante de l'azote et du phosphore biologiquement et est plus sensible aux variations de température et aux substances toxiques (Metcalf & Eddy, AECOM, 2014). Le traitement anaérobie à haute capacité a un temps

de rétention des boues (TRB) plus important que le TRH. Pour ce faire, la concentration de la biomasse anaérobie des réacteurs à haute capacité est augmentée par décantation de granules, par biofilm fixe ou non fixe ou par recirculation (Iza et al., 1991).

Un de ces réacteurs anaérobies à haute capacité est le réacteur UASB qui exploite des boues granulaires afin d'augmenter le TRB sans nécessiter de décantation ou de recirculation de la biomasse. Celui-ci est donc un réacteur biologique et un décanteur tout-en-un. La biomasse n'utilise pas de média pour former les granules qui sont de 1 à 2 mm de diamètre (Metcalf & Eddy, AECOM, 2014). Une concentration maximale de H&G de 3 à 5 g DCO/L est recommandée (Vidal et al., 2000). Lettinga et al. (1991) recommandent une CO maximale de 6 g DCO L⁻¹ d⁻¹ pour un affluent avec des matières en suspension (MES). Les réacteurs UASB sont parfaitement adaptés pour le traitement des eaux usées de petites fromageries qui ont une concentration de 20 à 35 g DCO/L ayant environ 10 % de la DCO en DCO particulaire (X_{DCO}).

La problématique est qu'alimenter des MES qui sont composées de H&G et de protéines au-delà de la CO maximale des réacteurs UASB cause leur instabilité. Ces problèmes peuvent être reliés à l'inhibition en raison des produits intermédiaires de la digestion anaérobie ou à la flottation des boues et donc la perte de la biomasse (Jeganathan et al., 2006). Les H&G peuvent se retrouver dans les boues granulaires et s'y accumuler (Rinzema et al., 1993). Une augmentation des MES de l'affluent réduit la densité et la formation des granules (Lettinga et al., 1991).

Pour régler ces problèmes, plusieurs chercheurs se sont penchés sur le prétraitement de l'effluent de fromagerie en utilisant un réacteur acidogène infiniment mélangé (« completely stirred-tank reactor », CSTR) en amont d'un réacteur UASB. Yang et al. (2003) concluent qu'un réacteur acidogène CSTR en amont d'un réacteur méthanogène CSTR traitant de l'affluent de fromagerie réduit le TRH de ce dernier de 40 % pour le même rendement de la DCO. En plus, Lettinga et al. (1991) recommandent qu'un affluent ayant une certaine fraction d'acides gras volatils (AGV) peut augmenter la densité des boues granulaires et la capacité de traitement des réacteurs UASB de 30 %. D'après la littérature, le réacteur acidogène CSTR démontre de bons résultats en termes d'augmentation de la CO des réacteurs UASB.

1.2 Mandat

Le mandat reçu d'Atis était de trouver les problèmes reliés à la conception et l'opération des StaRRE décentralisées, proposer une solution et réaliser un projet de recherche pour évaluer la solution proposée.

1.3 Hypothèses scientifiques originales et objectifs du projet

1.3.1 Hypothèses scientifiques originales (HSO)

- HSO 1 - L'ajout d'un réacteur acidogène en amont d'un réacteur UASB permet d'augmenter le ratio F/M de ce dernier de 40 %, et
- HSO 2 - d'augmenter sa capacité de traiter les H&G dans les eaux usées jusqu'à une concentration de 1500 mg /L.

1.3.2 Objectif

L'objectif général de recherche était de déterminer l'effet d'un réacteur acidogène en amont d'un réacteur UASB afin d'augmenter la CO d'un réacteur UASB traitant des eaux usées réelles de fromagerie. Pour ce faire, la performance de chaque unité de prétraitement et de traitement anaérobie des StaRRE conçues par Valbio Canada traitant les eaux usées de fromagerie a été analysée. Ensuite, une étude d'un montage à l'échelle de laboratoire a été réalisée qui visait à déterminer :

- la capacité de traitement maximale d'un réacteur UASB traitant un effluent de fromagerie,
- si le système acido-UASB peut opérer en chémostat à des ratios F/M plus élevés et à des concentrations de H&G plus élevées,
- l'effet d'une surcharge du réacteur UASB, et
- la production des boues anaérobies totales et de celles restantes dans le réacteur UASB.

L'affluent de l'étude du montage à l'échelle de laboratoire est un effluent de petites fromageries qui comprend du lactosérum et des eaux de lavage de procédé ayant une concentration d'environ 25 g DCO/L, typique des eaux usées de petites fromageries (Chatzipaschali et al., 2012).

Des analyses de décantation ont été réalisées sur l'effluent du réacteur acidogène en laboratoire et sur l'effluent du bassin tampon de la StaRRE de la Fromagerie Champêtre. Dernièrement, une étude économique a été réalisée pour déterminer la meilleure option pour améliorer la capacité de traitement des StaRRE.

1.4 Organisation du mémoire

La présentation de ce mémoire est divisée en cinq grandes sections. La première section est une revue de littérature qui explique le contexte et les diverses options pour valoriser les eaux usées des petites fromageries. Elle examine aussi différentes études de traitement anaérobie qui ont été réalisées utilisant des réacteurs UASB ainsi que des réacteurs acidogènes suivis d'un réacteur méthanogène. La deuxième section est la méthodologie qui détaille le matériel et les méthodes qui ont été utilisés incluant les méthodes analytiques. La troisième section est celle des résultats des unités de traitement des StaRRE conçues par Valbio Canada et du montage à l'échelle de laboratoire, des essais de la décantation des boues de l'effluent de réacteurs acidogènes et des coûts budgétaires de scénarios d'optimisation des StaRRE. La validation des résultats de laboratoire y est aussi présentée. La quatrième section comprend la discussion des résultats. Finalement, la dernière section présente les conclusions pertinentes et les recommandations pour des essais en laboratoire et sur le terrain et la conception de systèmes de traitement.

CHAPITRE 2 REVUE DE LITTÉRATURE

Les articles de recherche portant sur la capacité et la performance de réacteurs UASB traitant l'effluent de fromagerie visent généralement à déterminer les critères de conception dont la CV maximale avec soit du lactosérum concentré, soit du lactosérum dilué, soit des H&G, et le rendement d'enlèvement des matières organiques (Ergüder et al., 2001; Gavala et al., 1999; Rinzema et al., 1993; Yan et al., 1988). À cause des problèmes reliés à la stabilité de ces réacteurs anaérobies, différentes configurations ont été analysées en séparant les réactions acidogènes des réactions méthanogènes (Erdirencelebi, 2011; Kim et al., 2004; Malaspina et al., 1995; Saddoud et al., 2007; Yang et al., 2003; Yilmazer et al., 1999).

Cette revue de littérature présente le lactosérum et les effluents de fromagerie, l'énergie potentielle du lactosérum et la valorisation et les traitements du lactosérum ainsi que des études de littérature reliées au traitement anaérobie des eaux usées de fromagerie.

2.1 Eaux usées de fromagerie

Les eaux usées de petites fromageries varient d'une fromagerie à l'autre puisqu'elles peuvent inclure non seulement les eaux de lavage et du lactosérum mais les eaux de lavage des camions de livraison du lait ainsi que les eaux usées de transformation d'autres produits agroalimentaires. La quantité des eaux de lavage est toutefois la plus importante car son débit est d'environ trois fois le débit du lactosérum. Les eaux de lavage entraînent du lactosérum qui ne s'est pas entièrement écoulé, du lait éclaboussé ou gaspillé, des produits de lavage, des morceaux de torchons, du sable et d'autres débris qui peuvent se trouver sur le plancher (Chatzipaschali et al., 2012). Des fromageries peuvent aussi avoir d'autres activités agroalimentaires qui vont générer des eaux usées (production de desserts, de glace, de pâtisserie, etc.). Les eaux de lavage de fromageries peuvent être très différentes d'une fromagerie à l'autre donc une bonne compréhension des procédés de la fromagerie et une bonne caractérisation de l'effluent sont très importantes.

Le lait est l'ingrédient principal de la production du fromage. Les composés du lait, d'un fromage typique tel le cheddar et du lactosérum sont présentés au Tableau 2-1. Le lait de producteur est composé d'eau (88 %), de H&G (3,7 %), de protéines (3,3 %) et de glucides (4,7 %) (USDA Agricultural research service, 2012). Le composé principal des H&G du lait est le tricylglycérol.

Les composés dégradés du tricylglycérol sont les acides gras. Plus de 400 acides gras constitués de chaînes de 4 à 26 atomes de carbones ont été identifiés dans le lait. Les composés des protéines du lait sont les caséines à 80 % et les protéines de lactosérum à 20 % avec une faible quantité d'immunoglobulin et de protéose-peptone. Les glucides du lait sont principalement du lactose avec une faible quantité de glucose, de galactose et d'oligosaccharide. Le fromage lui est formé du lait coagulé qui contient principalement des protéines de caséine, une majorité des H&G et une portion du liquide; le résiduel qui n'est pas retenu dans la matrice du fromage est le lactosérum (Miller et al., 2006).

2.2 Lactosérum

Le lactosérum est un sous-produit qui représente la portion liquide, aussi nommée petit-lait, de la production de fromage. Le lactosérum est principalement composé de glucides, de protéines solubles et de H&G (Frigon et al., 2009). Les protéines qui forment la majorité du lactosérum sont les protéines de lactosérum dont les β -lactoglobulines, d'où vient le nom lactosérum, les α -lactalbumines sérum et les sérum albumines. Le lactosérum représente environ 90 % du volume du lait transformé (Miller et al., 2006). Il peut varier selon la sorte de lait et de fromage produit et aussi selon le procédé utilisé. Il y a deux groupes distincts de lactosérum : le lactosérum sucré et le lactosérum acide. Le lactosérum sucré est produit en abaissant le pH du lait à un minimum de 5,6 et en le coagulant avec une présure, un coagulant d'origine animale extrait du quatrième estomac de jeunes ruminants, produisant ainsi la majorité des fromages. On obtient le lactosérum acide en baissant le pH à moins de 5,0 pour fabriquer du fromage cottage (Byland, 1995). Des caractéristiques de lactosérum sont présentées au Tableau 2-2. La concentration de la DCO de ces articles varie de 65,5 à 77,3 g/L.

Tableau 2-1 : Nutriments du lait, du fromage cheddar et du lactosérum (USDA Agricultural research service, 2012).

Composés	Unités	Lait de producteur (par 100 g de lait)	Fromage cheddar (par 100 g de fromage)	Lactosérum acide (par 100 g de lactosérum)	Lactosérum sucré (par 100 g de lactosérum)
Eau	g	88	37	93	93
Énergie	Wh	74	470	33	31
Protéines	g	3,3	24	0,76	0,85
H&G	g	3,7	33	0,09	0,36
Glucides	g	4,7	1,3	5,1	5,1
Calcium	mg	120	720	100	47
Fer	mg	0,05	0,68	0,08	0,06
Magnésium	mg	13	28	10	8
Phosphore	mg	93	510	78	46
Potassium	mg	150	98	140	160
Sodium	mg	49	620	48	54
Zinc	mg	0,38	3,1	0,43	0,13

Tableau 2-2 : Caractéristiques du lactosérum.

Composés	Unités	Yan et al. (1988)	Malaspina et al. (1995)	Kalyuzhnyi et al. (1997)	Ergüder et al. (2001)	Yang et al. (2003)
DCO	mg/L	65 500	68 800	77 300	74 500	71 400
S _{DCO}	mg/L		57 900	57 400		56 700
MES	mg/L		1300		9380	
MVES	mg/L		940		8280	
NTK	mg/L	2890	1460	5600	150	1610
NH ₄ -N	mg/L	2,9	64			160
PT	mg/L	350	380		120	
o-PO ₄ -P	mg/L		330			
H&G	mg/L			5700		
pH		4,0 à 6,0			3,9	5,9

2.2.1 Fractions des composés du lactosérum

Les fractions du lactose, des protéines et des H&G sont calculées par stœchiométrie à partir de la réaction d'oxydation. Le lactose a une fraction de la DCO par rapport aux matières volatiles totales (MVT) ($f_{\text{DCO_MVT}}$) de 1,12 g DCO/g MVT (Tableau 2-3). Celui-ci peut être estimé par l'équation 2.1 pour le lactosérum. La formule chimique représentant la gamme des protéines du lactosérum ($\text{C}_{560}\text{H}_{1129}\text{N}_{129}\text{O}_{326}\text{S}_2$) a été utilisée par Hwang et al. (1998); la $f_{\text{DCO_MVT}}$ des protéines est de 1,24 g DCO/g MVT. La concentration des protéines peut être déterminée par l'équation 2.2 en multipliant la concentration de l'azote total Kjeldahl particulaire (X_{NTK}) du lactosérum par 6,25 g protéine/g azote (N), la fraction d'azote par rapport à la formule chimique

($C_{560}H_{1129}N_{129}O_{326}S_2$). L'acide palmitique ($C_{16}H_{32}O_2$) a été utilisé pour déterminer la moyenne de la DCO des H&G puisqu'il représente 28 % de la gamme des H&G du lait (Alais, 1984 cité par FAO et INPhO, 1998). La f_{DCO_MVT} des H&G est calculée à 2,88 g DCO/g MVT. En comparaison, la valeur de 2,91 g DCO/g MVT a été utilisée pour déterminer la DCO des H&G du lactosérum (Krol, 1977 cité par Sayed et al., 1987).

$$\text{lactose} = \frac{S_{DCO}}{1,12 \frac{\text{g DCO}}{\text{g MVT}}} \quad [2.1]$$

$$\text{protéine} = 6,25 \frac{\text{g protéine}}{\text{g N}} * X_{NTK} \quad [2.2]$$

Tableau 2-3 : Fractions des composés du lactosérum.

Composés	Formules stœchiométriques	f_{DCO_MVT} g DCO/g MVT
Lactose	$C_{12}H_{22}O_{11} + 12O_2 \rightarrow 12CO_2 + 11H_2O$	1,12
Protéines	$2C_{560}H_{1129}N_{129}O_{326}S_2 + 1163O_2 \rightarrow 120CO_2 + 738H_2O + 258NH_3 + 4H_2S$	1,24
H&G	$C_{16}H_{32}O_2 + 23O_2 \rightarrow 16CO_2 + 16H_2O$	2,88

2.2.2 Dégradation du lactosérum

Le lactosérum est principalement biodégradable puisqu'il contient une grande portion de matières organiques telles que des glucides, des protéines et des H&G. Il est estimé que 97,7 % de la DCO totale est comptabilisée par ces matières organiques (Hwang et al., 1998). Le lactose est le plus rapidement biodégradable. Les composés dérivés de sa dégradation sont les AGV (les acides acétique, propionique, butyrique, valérique et caproïque), le lactate, le formate et l'éthanol (Kisaalita et al., 1987). Les protéines sont moins facilement biodégradables que les glucides. Leur dégradation se fait très bien lorsque la biomasse est acclimatée aux protéines. Les acides aminés, un produit dérivé de la dégradation de protéines, sont dégradés aux AGV et à l'hydrogène (Perle et al., 1995). La biodégradabilité des H&G est la plus lente (Fang et al., 2000). La dégradation anaérobie des H&G est premièrement hydrolysée au glycérol et aux acides gras à longue chaîne de C10 à C50 (AGLC) et ces derniers sont réduits en acides gras plus courts avec la coenzyme A pour finalement être réduit en AGV et en hydrogène (Madigan et al., 2006). La conversion des H&G en AGV est importante parce que cette réaction détermine la performance des réacteurs (Vidal et al., 2000).

Le TRB est un facteur important pour la conception des réacteurs anaérobies. Miron et al. (2000) font une analyse de la biodégradabilité des H&G, des glucides et des protéines dans un système de digestion anaérobie. Leur objectif est de trouver la plage de TRB pour l'acidogénèse et la méthanogénèse pour le traitement de boues primaires. Le réacteur est à une température de 25°C. Pour un TRB entre 3 et 8 jours, il y a une accumulation d'AGLC et d'AGV et peu de production de méthane. Entre 8 et 10 jours, c'est une période de transition et entre 10 et 15 jours c'est l'étape de méthanogène où tout ce qui a été hydrolysé et acidifié est transformé en méthane.

2.2.3 Énergie potentielle

Basé sur la stœchiométrie, 0,35 m³ de méthane (CH₄) (0°C et 1 atm) est produit pour chaque kilogramme de la DCO dégradée et 10 kWh d'énergie thermique sont produits pour chaque mètre cube de méthane (15°C et 1 atm). Donc, un mètre cube de lactosérum avec une concentration moyenne de 70 g DCO/L équivaut à 244 kWh d'énergie. Valorisé à 100 %, ce mètre cube de lactosérum équivaut à 43 % de la consommation d'énergie moyenne par semaine d'un ménage canadien en 2007 (Statistique Canada, 2014).

2.2.4 Valorisation

La valorisation du lactosérum est faite en le transformant en produits ayant une valeur économique. Cette valorisation est importante pour éviter de payer des frais de traitement ou de disposition du lactosérum. Quelques produits dérivés du lactosérum sont le concentrat de protéines et de lactose, le filtrat déprotéiné et délactosé, le beurre de lactosérum, le phosphate de calcium et le sirop de lactose. Le lactosérum peut aussi se vendre sans transformation pour nourrir les porcs (Marwaha et al., 1988; Pesta et al., 2007). Les différentes options pour valoriser le lactosérum ne sont pas toujours accessibles en raison de l'accès aux marchés, d'une valeur économique trop faible ou des coûts de capitalisation trop élevés pour toutes les fromageries surtout celles qui sont plus petites. Dans ces cas, le lactosérum est versé dans l'égout avec les eaux usées pour être traité à une StaRRE soit centralisée, soit décentralisée.

2.3 Options de traitement d'effluent de fromagerie

Les options pour les StaRRE décentralisées peuvent comprendre un dispositif d'infiltration, un étang ou un système mécanisé de réacteurs biologiques aérobie ou anaérobies. Pour les eaux

usées de fromagerie, les coûts d'énergie de systèmes aérés sont significatifs et il peut y avoir d'importants volumes de boues produites à gérer, cependant l'épuration aérobie est souvent utilisée pour traiter l'effluent du traitement anaérobie pour rencontrer les normes de rejet en DCO, en demande biochimique en oxygène carbonée (DBO_{5c}), en phosphore et en azote (Metcalf & Eddy, AECOM, 2014). Plusieurs chercheurs se sont penchés sur le traitement aérobie des effluents de systèmes anaérobies (Benitez et al., 2006; Frigon et al., 2009; Malaspina et al., 1995). L'épuration aérobie est donc un système de traitement essentiel dans la chaîne de traitement des eaux usées de fromagerie, cependant la digestion anaérobie demeure le système principal (Vidal et al., 2000).

2.4 Traitement anaérobie

Le traitement anaérobie de la matière organique inclut quatre grands processus, soit l'hydrolyse, l'acidogénèse, l'acétogénèse et la méthanogénèse. Chacun de ces processus comprend un grand nombre de microorganismes qui synthétisent la matière organique jusqu'à ce qu'elle soit transformée en dioxyde de carbone (CO_2) et en CH_4 . Les réactions d'hydrolyse réduisent les H&G, les protéines et le lactose en AGLC, en acides aminés et en sucres simples tandis que les réactions acidogènes convertissent ces derniers en AGV et en hydrogène et les réactions acétogènes convertissent l'hydrogène en acide acétique. L'hydrogène et l'acide acétique sont les nutriments pour les microorganismes méthanogènes. Il y a deux groupes de ces microorganismes : les méthanogènes acétoclastes et les méthanogènes hydrogéntrophes. Le premier groupe sépare l'acétate en CH_4 et en CO_2 et le deuxième groupe utilise l'hydrogène comme donneur d'électrons et le CO_2 comme accepteur d'électrons pour produire du CH_4 (Metcalf & Eddy, AECOM, 2014). Ces processus sont à la base du traitement anaérobie.

Plusieurs types de réacteurs anaérobies sont disponibles. Il y en a 35 différents types qui peuvent être regroupés en étangs, en un ou deux réacteurs avec les réactions acidogènes et méthanogènes séparées et en réacteurs à biofilm (Chatzipaschali et al., 2012). Les deux grandes catégories sont les réacteurs conventionnels et les réacteurs à haute capacité. Ces derniers ont un TRB plus élevé que le TRH réduisant ainsi le volume des réacteurs. La technologie de traitement conventionnel, dont la grande majorité est des lagunes, est toujours la plus populaire avec environ 4000 installations en Amérique latine et 9000 en Chine. Les réacteurs UASB et anaérobie à filtre (AF) sont les plus populaires des réacteurs à haute capacité avec 1500 installations de réacteurs UASB

au monde dont 38 installations dans l'industrie laitière (Valbio Canada en comptait six installations au Québec en 2013) et avec 1000 installations de réacteurs AF au monde dont 16 installations dans l'industrie laitière (Totzke, 2012).

2.4.1 Inhibition

Plusieurs composés sont toxiques pour les microorganismes anaérobies des procédés de traitement. Les composés toxiques peuvent parvenir de l'affluent ou de produits intermédiaires des réactions anaérobies. Les archées méthanogènes sont les microorganismes anaérobies les plus sensibles et la conception et le contrôle des réacteurs anaérobies visent à les optimiser. La température et le pH doivent être optimisés pour obtenir le rendement maximal des archées méthanogènes. D'autres composés potentiellement toxiques pour les archées méthanogènes sont les cations, l'hydrogène, les AGV et les AGLC. Le sulfure d'hydrogène (H_2S) produit lors du traitement anaérobie par la dégradation des protéines et des acides aminés contenant du soufre peut aussi être toxique (Gerardi, 2003). La dégradation des acides aminés produit de l'azote ammoniacal qui peut inhiber les archées méthanogènes (Rittmann et al., 2001). De plus, une concentration élevée en glucides peut causer l'inhibition de la dégradation des protéines (Fang et al., 2000). Le Tableau 2-4 résume certaines concentrations toxiques pour les microorganismes anaérobies.

Tableau 2-4 : Quelques composés toxiques pour les microorganismes anaérobies (Gerardi, 2003).

Composés	Conc. du début de l'inhibition
	mg/L
NH_3	1500
Fer	5
Magnésium	1000
Sodium	3500
Sulfure (S^{2-})	50
AGLC	500

Les cations de calcium (Ca^{2+}), magnésium (Mg^{2+}), potassium (K^+) et sodium (Na^+) à une certaine concentration stimulent le traitement anaérobie et à une concentration plus élevée inhibent le traitement anaérobie. La concentration de 100 à 400 mg/L de cations est essentielle pour l'activité de microorganismes anaérobies. Cependant, ces cations commencent à causer une inhibition importante à une concentration supérieure à 1000 mg/L (Gerardi, 2003).

La présence d'hydrogène et d'AGV (deux produits intermédiaires de réaction anaérobie) peut causer des inhibitions. Une concentration élevée d'hydrogène inhibe les bactéries acétogènes. Le propionate peut aussi inhiber les méthanogènes à une concentration de moins de 5 mg/L (Gerardi, 2003). Une concentration de 10 g/L d'AGV peut inhiber la production de biogaz tandis qu'une concentration moindre que 4 g/L d'AGV ne cause pas d'inhibition (Perle et al., 1995). La concentration normale des AGV dans les réacteurs anaérobies ne cause aucune inhibition (Aguilar et al., 1995).

Les AGLC sont aussi toxiques pour le traitement anaérobie. Provenant de l'hydrolyse des H&G neutres, leur composition chimique est similaire aux composés des H&G dans les parois cellulaires des bactéries acétoclastiques et des archées méthanogènes. Les AGLC dissolvent les parois cellulaires des cellules causant une inhibition de l'activité cellulaire à une très faible concentration. Une concentration plus élevée que 500 mg/L d'AGLC peut causer une inhibition du traitement anaérobie (Gerardi, 2003).

2.4.2 Conception de réacteurs acidogènes

Les réacteurs acidogènes sont des réacteurs CSTR mais peuvent aussi être des réservoirs tampons (Alexiou et al., 1994). D'après Alexiou et al. (1994) et Lettinga et al. (1991) une acidification de 20 % à 40 % est recommandée jusqu'à un maximum de 50 % et un TRH de 6 à 24 heures pour ces réacteurs (Section 3.7).

2.4.3 Traitement anaérobie à haute capacité

Le traitement anaérobie à haute capacité est réalisé lorsque le TRB est plus élevé que le TRH. Les catégories de réacteurs anaérobies à haute capacité sont : (1) un réacteur avec agitation et recirculation de la biomasse similaire aux systèmes de boues activées aérobies, (2) un réacteur anaérobie à filtre (AF) qui a des médias en formes de feuilles ou de rondelles pour supporter un biofilm, (3) un réacteur UASB qui dépend de la formation de granules et (4) un réacteur à lit fluidisé (FBR) qui utilise de très petites particules de sable, d'anthracite ou de charbon pour supporter un biofilm. Les particules de ce dernier sont denses et se décantent efficacement donc ce réacteur opère à de hautes vitesses ascensionnelles (Iza et al., 1991). Tous ces systèmes de traitement anaérobie réduisent le TRH des réacteurs.

Les protocoles de surveillance sont exigeants pour ces réacteurs à haute capacité. Un point important pour ces systèmes est de trouver le mélange optimal et d'être capable de le sécuriser (Iza et al., 1991). Il y a trois facteurs qui affectent le contact entre la biomasse et le substrat : l'effet de court-circuitage, l'effet de zones mortes et l'effet de bouchure des ouvertures à cause d'une mauvaise conception ou d'un mauvais entretien. Une des raisons principales du court-circuitage est que la formation de grosses bulles dans la biomasse crée des chemins préférentiels. Des zones mortes se créent à cause d'un mélange inefficace, d'une compaction de la biomasse et d'une accumulation de particules non biodégradables et inorganiques dans le lit de boues. Un mélange optimal, une bonne conception et un bon entretien sont essentiels pour maximiser les réacteurs anaérobies à haute capacité.

2.4.3.1 Problèmes de réacteurs UASB

Les problèmes documentés pour les réacteurs UASB sont une acidification trop rapide, une difficulté de formation de granules, une fragilité des granules et une accumulation de H&G sur les granules les amenant à flotter (Malaspina et al., 1995; Petruy et al., 1997). Une augmentation de MES dans l'affluent réduit l'habilité de former des granules denses causant une perte de décantation ce qui les amène à sortir du réacteur UASB avec l'effluent (Metcalf & Eddy, 2003). La flottation des granules causant la perte de la biomasse peut être attribuée à une charge des H&G élevée (Rinzema et al., 1993). Les H&G qui se déposent sur la surface des granules peuvent aussi réduire le taux d'utilisation du substrat (Sayed et al., 1987). La fragilité et la densité des granules sont des critères très importants dans l'opération des réacteurs UASB.

2.4.3.2 Études de réacteurs UASB

La comparaison des articles de recherche de réacteurs UASB pour le traitement des eaux usées de fromageries est difficile puisque souvent certains critères du fractionnement de l'affluent ou du réacteur UASB ne sont pas mentionnés. Certains articles ne mentionnent pas la concentration de la DCO soluble (S_{DCO}) ou des H&G de l'affluent ainsi que la masse des boues anaérobies dans les réacteurs UASB durant les essais. Aussi le TRB est rarement déterminé et les boues granulaires des réacteurs ne sont pas purgées ce qui mène à une possible augmentation de la performance du réacteur au cours des essais. Le ratio F/M est aussi un facteur manquant dans plusieurs des articles puisque la concentration et le volume du lit de boues ne sont pas identifiés. La performance des systèmes tri-phasiques, un décanteur souvent à l'intérieur des réacteurs

UASB, devrait être aussi incluse. En conclusion, une caractérisation minimale de l'affluent et la concentration, la masse et le volume du lit de boues ainsi que l'efficacité des systèmes de séparation tri-phasiques serait souhaitable pour permettre de meilleures comparaisons.

Les performances maximales des réacteurs dans la littérature sont présentées aux Tableau 2-5 et Tableau 2-6. La plupart des recherches sur les réacteurs UASB ont pour objectifs d'évaluer l'efficacité du traitement et de déterminer la CV maximale à une concentration de l'affluent et à une température prédéterminées. Seul l'article de Saddoud et al. (2007) détermine le TRB pour le réacteur à haute capacité de tous les articles de littérature présentés aux Tableau 2-5 et Tableau 2-6. Le volume effectif du réacteur est le volume du lit de boues et non celui du liquide ce qui est mieux représenté par le ratio F/M puisque la grande majorité de la biomasse est dans le lit de boues (Metcalf & Eddy, 2003). Tous les réacteurs acidogènes au Tableau 2-6 sont des réacteurs CSTR. Le volume des réacteurs dans ces tableaux est le volume du liquide qui est conforme au standard des articles de recherche. L'équation 2.3 détermine le ratio de F/M tandis que les équations 2.4 et 2.5 en déterminent la CV et le TRH respectivement.

$$\frac{F}{M} = \frac{CO}{M_{MVES}} = \frac{CO}{MVES \cdot V_{\text{réacteur}}} = \frac{DCO_{\text{AFF}}}{MVES \cdot TRH} \quad [2.3]$$

$$CV = \frac{CO}{V_{\text{réacteur}}} = \frac{DCO_{\text{AFF}}}{TRH} \quad [2.4]$$

$$TRH = \frac{V_{\text{réacteur}}}{Q_{\text{AFF}}} \quad [2.5]$$

La CV de conception est de 4 à 6 g DCO L⁻¹ d⁻¹ ayant un affluent de 10 à 30 % en X_{DCO} de la DCO totale et une concentration de 9 à 18 g DCO/L (Lettinga et al., 1991). Cette même plage de CV de conception a été confirmée pour des concentrations plus importantes de 29 à 41 g DCO/L pour un affluent de lactosérum dilué (Gavala et al., 1999; Yan et al., 1988, 1990). La limite minimale de la CV de conception a pu être atteinte avec des H&G seulement grâce à une étude d'acide caprique (C₁₀H₂₀O₂) (Rinzema et al., 1993). La CV de conception a été dépassée plusieurs fois par une étude de réacteur UASB ayant une concentration de l'affluent de 56 g DCO/L. Le réacteur UASB de cette dernière étude a été opéré stable à une CV de 25 kg DCO m⁻¹ d⁻¹ ce qui est quatre fois plus élevé que la CV de conception (Ergüder et al., 2001; Lettinga et al., 1991). Cette différence pourrait s'expliquer par le lit de boues ayant une

concentration initiale de 100 g MVES/L tandis qu'une concentration typique est de 25 g MVES/L (Lettinga et al., 1991). La plage de la CV recommandée par Lettinga et al. (1991) pour les réacteurs UASB ayant une concentration en DCO particulière à réduire est validée pour les effluents de fromagerie même avec une concentration en DCO allant jusqu'à 41 g DCO/L.

2.4.3.3 Études de systèmes acido-méthanogènes

En raison de perte de boues anaérobies attribuable à une surcharge du réacteur UASB, plusieurs chercheurs se sont penchés sur un procédé anaérobie ayant une phase acidogène séparée. Souvent le réacteur acidogène est un réacteur séparé du réacteur méthanogène, mais il peut aussi y avoir une conception comme le réacteur hybride à flux descendant et ascendant (DUHR) où le réacteur a une zone acidogène séparée de la zone méthanogène. Cette séparation augmente la stabilité du système et la résistance aux variations de concentration (Malaspina et al., 1995). Le réacteur acidogène est généralement un réacteur CSTR. Les systèmes acido-UASB ont un démarrage plus rapide, une amélioration de l'efficacité et une meilleure réduction des MES que les réacteurs méthanogènes seuls (Weiland et al., 1991). Une augmentation de la concentration des AGV à l'affluent des réacteurs UASB accroît la densité des granules ainsi que la CV maximale (Lettinga et al., 1991).

Tableau 2-5 : Performances de réacteurs UASB.

Conception des réacteurs et affluent				Hydraulique		Boues granulaires, ratio F/M et rendement			Auteurs (année)
Type d'affluent	DCO (S _{DCO}) [H&G] g/L	Type de réacteurs et température °C	H : D du réacteur -	Volume du liquide (CV) L (g DCO L ⁻¹ d ⁻¹)	TRH d	Masse des boues initiales (conc. initiale moyenne) g MVES (g MVES/L)	F/M g DCO (g MVES ⁻¹ d ⁻¹)	TRB et rendement d (%)	
Affluent : lactosérum dilué									
Lactosérum dilué	29 (nd) [nd]	UASB (33)	15 : 1	14 (6,0)	5,0	<u>84</u> (6,0)	nd	nd (98)	Yan et al. (1988, 1990)
Lactosérum dilué	37 (nd) [nd]	UASB (35)	10 : 1	10 (6,2)	6,0	nd	nd	nd (96)	Gavala et al. (1999)
Lactosérum dilué	41 (nd) [nd]	UASB (33)	15 : 1	14 (nd)	10	<u>84</u> (6,0)	nd	nd (95)	Yan et al. (1988, 1990)
Lactosérum dilué	56 (nd) [nd]	UASB (35)	nd	0,74 (25)	2,1	74 (100)	nd	nd (>95)	Ergüder et al. (2001)
Affluent : autre									
Acide caprique (C ₁₀ H ₂₀ O ₂)	<u>24</u> (-) [20]	UASB (30)	1,2 : 1	2,5 (4,2)	<u>5,7</u>	100 (40)	nd	nd (nd)	Rinzema et al. (1993)
Référence de conception de réacteurs UASB									
Fraction de la DCO particulaire < 30%	18	UASB (30)	na	(4 à 6)	na	na	(0,16 à 0,24)	(85 à 95)	Lettinga et al. (1991)

Note : Les valeurs soulignées ont été calculées.

Tableau 2-6 : Performances d'un réacteur acidogène en amont d'un réacteur méthanogène (système acido-méthanogène).

Conception des réacteurs et affluent				Hydraulique		Boues granulaires, ratio F/M et rendement			Auteurs (année)
Type d'affluent	DCO (S _{DCO}) [H&G] g/L	Type de réacteurs et température °C	H : D du réacteur méthanogène -	Volumes des liquides (CV) L (g DCO L ⁻¹ d ⁻¹)	TRH d	Masse des boues initiales (conc. initiale moyenne) g MVES (g MVES/L)	F/M g DCO (g MVES ⁻¹ d ⁻¹)	TRB et rendement d (%)	
Réacteurs à biofilm									
Lactosérum dilué	20 (nd) [nd]	Acidogène et UFAF (35)	na	1,5 et 5,4 (5,0)	1,0 et 4,0	nd	nd	nd (>87)	Yilmazer et al. (1999)
Lactosérum	69 (58) [nd]	DUHR (mésophile)	na	10 et 41 (10,0)	nd	nd (15)	0,6	nd (98)	Malaspina et al. (1995)
Réacteurs méthanogènes CSTR									
Lactosérum dilué	10 (7,9) [nd]	CSTR (55)	na	5,0 (nd)	10	na	na	10,0 (95)	Yang et al. (2003)
		Acidogène et CSTR (55)		1,0 et 5,0 (nd)	0,4 et 6,0	na	na	6,0 (93)	
Lactosérum	69 (nd) [9,5]	Acidogène et CSTR (37) ¹	na	5,0 et 15 (20)	1,0 et 4,0	na	nd	32 (79)	Saddoud et al. (2007)
		Acidogène et CSTR (37) ²				na	nd	79 (99)	
Réacteurs méthanogènes UASB									
AGLC et glucose	7,8 (2,8) [5 g DCO/L]	UASB (35)	4 : 1	3,6 (2,3)	2,1	nd	nd	nd (>93)	Kim et al. (2004)
		Acidogène et UASB (35)		3,6 (2,5)	0,76 et 2,1	nd			
Lactosérum dilué	28 (nd) [11]	Acidogène (40) et UASB (33)	11 : 1	5,0 et 20 (7,0)	1,0 et 4,0	<u>700</u> (35)	nd	nd (70 à 90)	Erdirencelebi (2011)

¹ décantation et recirculation² filtration et recirculation

Note : Les valeurs soulignées ont été calculées.

Peu d'études sont consacrées à la comparaison d'un réacteur méthanogène UASB ayant un réacteur acidogène en amont d'un réacteur UASB. Deux systèmes à l'échelle de laboratoire utilisant un réacteur méthanogène à biofilm fixe avec un réacteur acidogène en amont ont des CV maximales de 5,0 et de 10,0 g DCO L⁻¹ d⁻¹ (Malaspina et al., 1995; Yilmazer et al., 1999). Deux autres systèmes à l'échelle de laboratoire qui utilisent des réacteurs méthanogènes CSTR ont montré soit une augmentation de performance avec un TRB plus élevé, soit une réduction de 40 % du volume du réacteur pour la même performance (Saddoud et al., 2007; Yang et al., 2003). Une étude d'un réacteur acidogène suivi d'un réacteur UASB à l'échelle de laboratoire a démontré une augmentation de 7 % de la CV maximale ayant une fraction des H&G en DCO par rapport à la DCO ($f_{H\&G(DCO)_DCO}$) très importante de 0,55 (Kim et al., 2004). Une autre étude a illustré une CV maximale de 7,0 g DCO L⁻¹ d⁻¹ pour un réacteur acidogène suivi d'un réacteur UASB (Erdirencelebi, 2011). Les réacteurs acidogènes démontrent donc une augmentation de la performance et du rendement des réacteurs méthanogènes incluant les réacteurs UASB.

Le réacteur UASB avec un réacteur acidogène en amont n'est pas souvent étudié dans les articles de recherche de traitement de lactosérum. La comparaison de celui-ci avec un réacteur UASB seul se fait encore plus rare. En plus, la fraction des H&G typique des eaux usées de petites fromageries est rarement utilisée. Ce projet vise donc à comparer un réacteur UASB sans et avec un réacteur acidogène en amont avec un effluent de fromagerie réel et typique de petites fromageries.

CHAPITRE 3 MÉTHODOLOGIE

La méthodologie de ce projet inclut l'étude épuratoire des StaRRE conçues par Valbio Canada, le déroulement des séries d'essais en laboratoire, la décantation des boues de l'effluent de réacteurs acidogènes, la modélisation, la validation des résultats ainsi que les scénarios d'optimisation des StaRRE d'effluent de fromagerie conçues par Valbio Canada.

3.1 Étude épuratoire des StaRRE de fromagerie

3.1.1 Eaux usées

Les eaux usées parvenant des fromageries respectives contiennent toutes du lactosérum. Les eaux sanitaires ne sont pas incluses puisqu'elles sont déversées soit dans l'égout de la municipalité, soit dans un système de traitement décentralisé séparé. Les eaux usées parviennent principalement des eaux de lavage de la production de fromage; par contre une partie d'entre elles parvient du lavage des camions-citernes de lait et du lavage de plancher ainsi que de la transformation d'autres produits agroalimentaires.

3.1.2 StaRRE des études

Les StaRRE de la Fromagerie des Basques et de la Laiterie Charlevoix ont été analysées (Figure 4-1).

3.1.3 Méthodes analytiques

Des séries d'analyses ont été réalisées afin de déterminer les rendements des unités de traitement. Les analyses de la DCO, de la S_{DCO} , des MES, du NTK, du PT et des H&G ont été réalisées. Le Tableau 3-5 présente les méthodes analytiques.

3.1.3.1 Méthode d'échantillonnage et de mesure des débits

Des échantillons ont été pris à plusieurs reprises durant les années 2012 et 2013. Les débits d'opération des StaRRE non pas été validés. Les volumes du lit de boues sont estimés à un niveau moyen du réacteur et la concentration de celui-ci est estimée à 30 g MVES/L.

3.2 Étude à échelle de laboratoire

3.2.1 Eaux usées

L'affluent utilisé pour les essais en laboratoire a été constitué d'un mélange des eaux usées et du lactosérum de la Fromagerie Champêtre à Repentigny, Québec avec de la crème 35 % au besoin. Les eaux usées ont été prélevées d'un regard en aval de la fromagerie et le lactosérum directement d'un bassin de production de fromage de la fromagerie. Les eaux sanitaires ne sont pas incluses puisqu'elles sont déversées dans l'égout de la ville. Les eaux usées proviennent principalement des eaux de lavage de la production de fromage, cependant une partie de celles-ci provient des lavages de camions-citernes de lait et du lavage de plancher. Les caractéristiques du lactosérum et des eaux de lavage de la première collecte seulement et une caractérisation de la crème 35 % sont présentées au Tableau 3-1 pour information générale puisque l'affluent mélangé du montage en laboratoire a été analysé à chaque série d'essais. Deux volumes des eaux de lavage avec approximativement un volume de lactosérum ont été mélangés ensemble afin d'avoir une concentration d'environ 25 g DCO/L qui est une concentration typique des eaux usées de petites fromageries et des affluents des installations de StaRRE conçues par Valbio Canada (Tableau 4-1 et Tableau 4-2). Les H&G ajoutées étaient de la crème laitière 35 % vendue aux détaillants pour augmenter la concentration des H&G. Cette crème, achetée au besoin pour qu'elle soit fraîche, a été mélangée avec les eaux usées et le lactosérum dans des contenants d'environ 18 L et ce mélange a ensuite été congelé. Les contenants du mélange ont été dégelés cinq à sept jours avant que le mélange soit utilisé.

Les produits de lavage ainsi que leur concentration dans les eaux usées varient avec les cycles de lavage, de désinfection et de rinçage de la production de fromage. Ceci crée une variation du pH des eaux de lavage à cause de l'alternance des produits basiques et acides de nettoyage utilisés (Figure A6-1). Un résumé des produits de lavage importants et leur quantité d'utilisation ainsi que leur concentration moyenne dans les eaux usées est présenté au Tableau 3-2. Les fiches signalétiques de chaque produit de lavage ont permis de déterminer les composés chimiques et le site web chemicalland21.com a permis d'écrire la formule chimique de chaque composé. La variation des produits de lavage dans ces eaux usées a causé une variation de l'affluent de ce projet puisqu'il y a eu quatre collectes à chaque trois ou quatre mois pendant la durée de ce projet.

Tableau 3-1 : Caractéristiques des eaux usées et du lactosérum collectés le 10 juin 2013.

Paramètres	Unités	Eaux de lavage	±	Lactosérum	±	Crème 35 %	±
DCO	mg DCO/L	1930	78	73 100	3840	1 310 000	32 500
S _{DCO}	mg DCO/L	1340	57	58 300	716	58 700	833
H&G	mg H&G/L	112		304			
MES	mg/L	nd		nd		353 000	1530
NTK	mg N/L	66		1260			
NH ₄ -N	mg N/L	13		99			
PT	mg P/L	13		453			
o-PO ₄ -P	mg P/L	8,0		264			
pH	-	5,9		5,5			
Conductivité	µS/cm	834		5070			
Alcalinité	mg CaCO ₃ /L	49		1100			

Tableau 3-2 : Produits de lavage importants utilisés à la Fromagerie Champêtre et leurs concentrations moyennes dans les eaux usées.

Composés chimiques	Formules chimiques	Quantité utilisée kg/semaine	Conc. moyenne des eaux usées mg/L
Soude caustique	NaOH	110	200
Acide sulfurique	H ₂ SO ₄	42	76
Acide nitrique	HNO ₃	21	71
Chlorure de benzalkonium (ammonium quaternaire)	C ₆ H ₅ CH ₂ N(CH ₃) ₂ RCl	4	7
Peroxyde d'hydrogène	H ₂ O ₂	17	30
Acide peroxyacétique	C ₂ H ₄ O ₃	5	8
Tétrasodium EDTA	CH ₄ N ₂ (CH ₂ COONa) ₄	16	28

Note : Les concentrations sont basées sur un débit de 80 m³/d. L'information des produits chimiques provient de la fromagerie en juin 2013.

3.2.2 Matériel

Les montages utilisés pour les essais ont été installés en laboratoire dans la salle B.353.4.2.1 des laboratoires du Centre de recherche, développement et validation des technologies et procédés de traitement des eaux (CREDEAU) à Polytechnique Montréal. Un premier montage utilise un réacteur UASB seul (Figure 3-1) et un deuxième ajoute un réacteur acidogène en amont du réacteur UASB du premier montage (système acido-UASB) (Figure 3-2). Des photos du montage sont présentées à l'Annexe 10.

Le montage du réacteur UASB est composé des éléments suivants :

- réservoir de stockage du mélange de lactosérum et des eaux de lavage muni d'un système de réfrigération et d'un agitateur à pales (à faible agitation pour but de prévenir la séparation des MES),
- pompe péristaltique modèle 07522-20 (Cole Parmer) pour alimenter le réacteur UASB,
- réacteur UASB (Figure 3-3) muni d'un contrôleur de niveau, d'un contrôleur de pH, d'un système de compte-bulles et d'un contrôleur de température,
- pompe péristaltique modèle 7553-20 (Cole Parmer) contrôlée par un contrôleur de pH et un réservoir de soude caustique (6 N) pour maintenir le pH désiré du réacteur UASB,
- pompe péristaltique modèle 7553-20 (Cole Parmer) de recirculation pour maintenir une vitesse ascensionnelle à l'intérieur du réacteur UASB, et
- pompe péristaltique modèle 7553-80 (Cole Parmer) à la sortie du réacteur UASB pour pomper l'effluent vers un drain.

Le système acido-UASB est composé des éléments suivants :

- réservoir de stockage du mélange de lactosérum et des eaux de lavage muni d'un système de réfrigération et d'un agitateur à pales (à faible agitation pour but de prévenir la séparation des MES),
- pompe péristaltique modèle 07522-20 (Cole Parmer) pour alimenter le réacteur acidogène,
- réacteur acidogène (construit de polyéthylène haute densité (PEHD) transparent; épaisseur des parois (SCH) 80; 1,5 dm diamètre (Ø) muni d'un contrôleur de niveau, d'une plaque d'agitation (et barreau magnétique), d'un contrôleur de pH, d'un système de compte-bulles et d'un contrôleur de température,
- pompe péristaltique modèle 7553-20 (Cole Parmer) contrôlée par un contrôleur de pH et un réservoir de soude caustique (6 N) pour maintenir le pH désiré du réacteur acidogène,
- pompe péristaltique modèle 7553-20 (Cole Parmer) pour transférer l'effluent du réacteur acidogène au réacteur UASB,
- réacteur UASB muni d'un contrôleur de niveau, d'un système de compte-bulles et d'un contrôleur de température,
- pompe péristaltique modèle 7553-20 (Cole Parmer) de recirculation pour maintenir une vitesse ascensionnelle à l'intérieur du réacteur UASB, et

- pompe péristaltique modèle 7553-80 (Cole Parmer) à la sortie du réacteur UASB pour pomper l'effluent vers un drain.

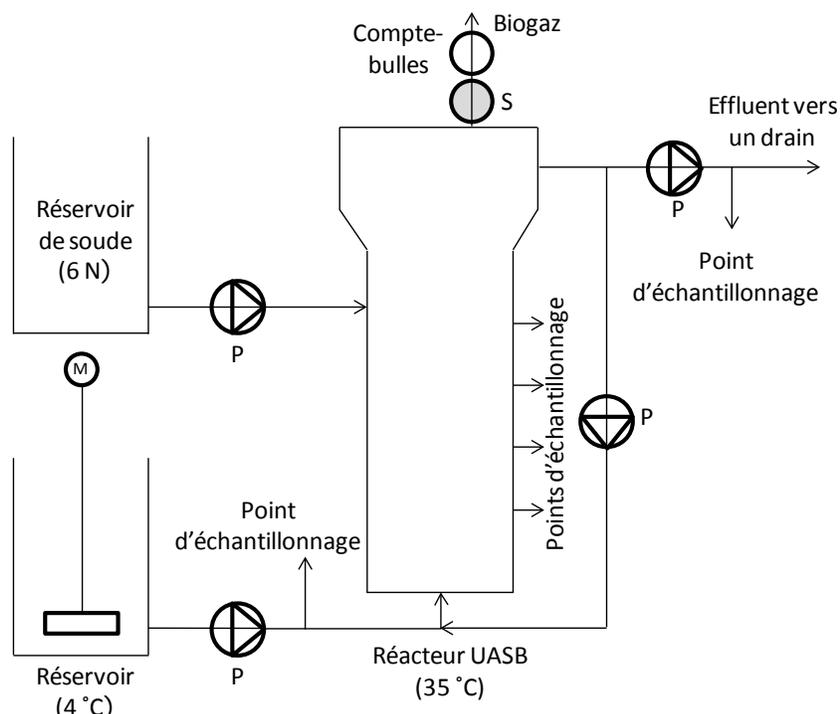


Figure 3-1 : Montage du réacteur UASB. Notes : M – agitateur; P – pompe péristaltique; S – CaSO_4 avec CoCl_2 suivi de silice enrobée de NaOH .

3.2.3 Boues granulaires anaérobies

Les boues granulaires anaérobies prélevées le 14 juillet 2013 proviennent du réacteur UASB de la fromagerie d'Agropur de Notre-Dame-du-Bon-Conseil, Québec. Celles-ci ont été utilisées pour inoculer le réacteur UASB du montage en laboratoire.

3.2.4 Produits chimiques

La soude caustique (6 N) a été utilisée pour contrôler le pH du réacteur acidogène et du réacteur UASB.

De la silice de 1,25 à 2 mm de diamètre enrobée de soude caustique a été utilisée pour enlever le CO_2 du biogaz.

Un composé de sulfate de calcium (CaSO_4) avec tout au plus 2 % de chlorure de cobalt (CoCl_2) a été utilisé pour enlever l'humidité du biogaz pour éviter qu'elle réagisse avec le composé de silice enrobé de soude caustique.

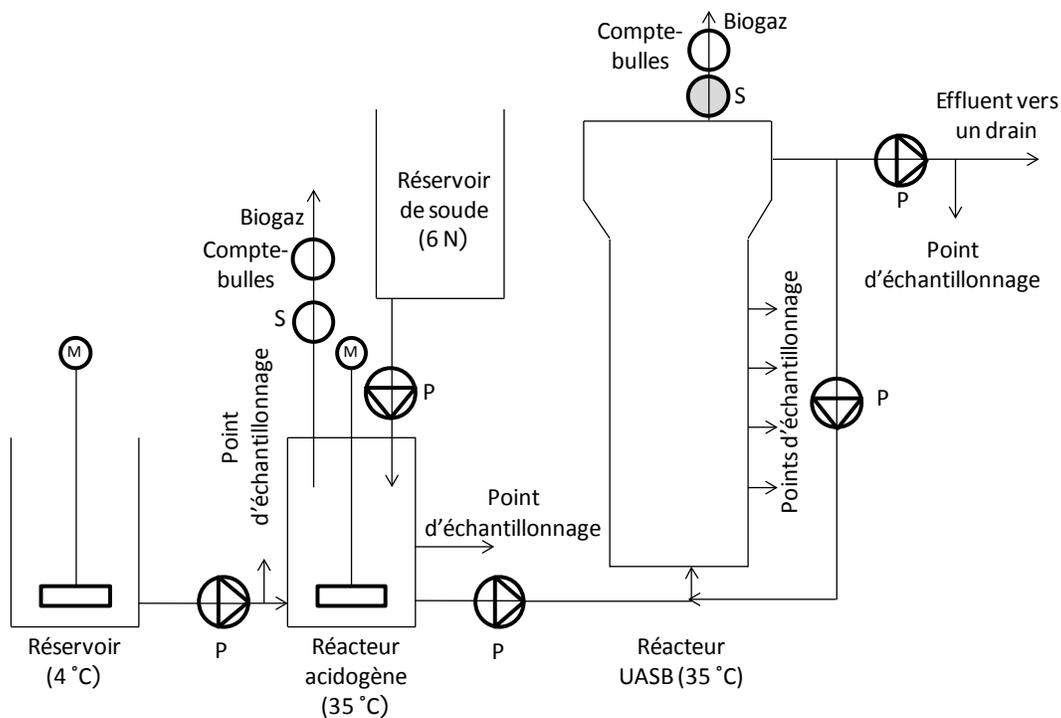


Figure 3-2 : Montage du système acido-UASB. Notes : M – agitateur; P – pompe péristaltique; S – CaSO_4 avec CoCl_2 suivi de silice enrobée de NaOH .

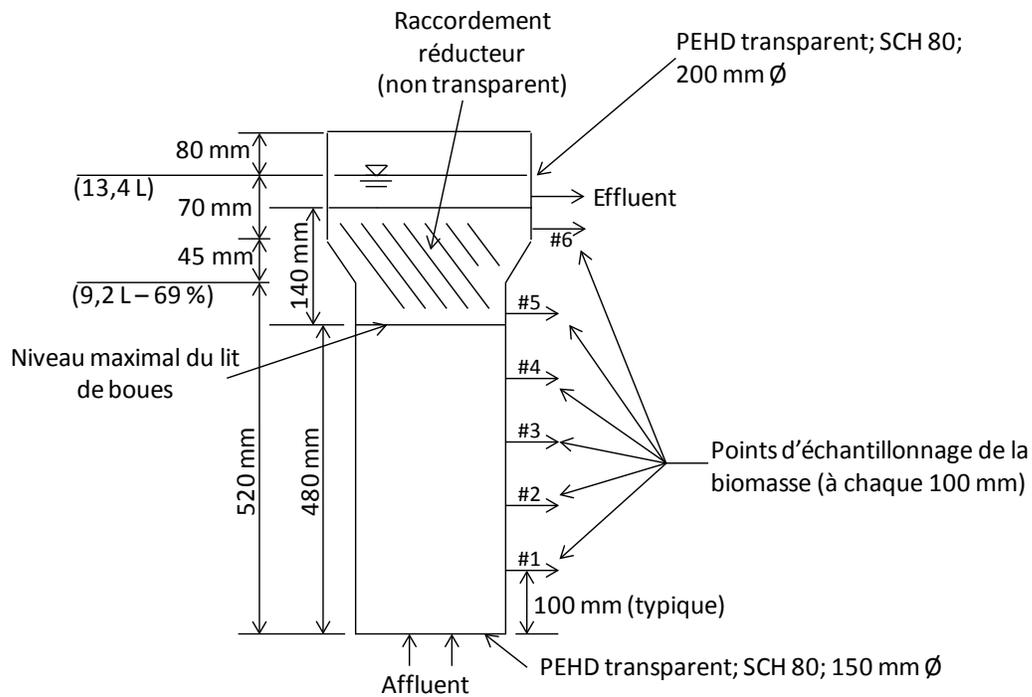


Figure 3-3 : Profile du réacteur UASB.

3.2.5 Protocoles opératoires

Des vérifications régulières ont été effectuées pour valider le bon fonctionnement des équipements et des sondes afin d'avoir un régime épuratoire en chémostat pour les conditions d'exploitation (Tableau 3-3) et pour chaque série expérimentale (Tableau 3-4).

Les niveaux des liquides des réacteurs (acidogène et UASB) ont été contrôlés par des sondes de niveau à conductivité. La pompe d'effluent de chaque réacteur est démarrée lorsque le niveau du liquide augmente et touche les deux tiges conductrices à l'intérieur des réacteurs. En conséquence, il y a une variation du niveau du liquide à l'intérieur des réacteurs d'au plus 4 mm donnant un changement du volume liquide du réacteur acidogène de $\pm 0,035$ L et du réacteur UASB de $\pm 0,063$ L (Tableau 3-3). Pour les calculs de CV de ce projet, le volume liquide du réacteur UASB utilisé est de 13,4 L.

Le pH du réacteur UASB a été maintenu à au moins un pH de $6,8 \pm 0,1$ tandis que celui du réacteur acidogène a été varié de 3,7 à 5,9 (Tableau 3-4).

Le volume du lit de boues est limité à la hauteur de 480 mm du réacteur UASB puisque le raccordement réducteur n'est pas fait d'un matériel transparent (Figure 3-3). Cette limite a été établie pour mesurer visuellement le niveau du lit de boues afin de déterminer son volume.

Tableau 3-3 : Conditions d'exploitation des réacteurs.

Réacteurs	Paramètres	Unités	Valeurs	Commentaires
Acidogène	TRH	h	17 à 20	
	Volume liquide	L	1,3 à 1,5	
	T	°C	35 ± 1	
	pH	-	variable	Tableau 3-4
UASB	Volume liquide	L	$13,4 \pm 0,063$	
	TRH	d	5,8 à 7,9	
	Vitesse ascensionnelle	m/h	1,0	
	T	°C	35 ± 1	
	pH	-	neutre	
	DCO _{AFF}	g DCO/L	25 à 30	
	Q _{AFF}	L/d	variable	Tableau 3-4

Il y a eu 10 séries d'essais expérimentaux au cours de ce projet (Tableau 3-4). Les essais 1.1 et 1.2 avaient pour but de déterminer le ratio F/M maximal du réacteur UASB. Les séries 2, 3, 4, 5, 7, 8 et 9 avaient pour but de déterminer les concentrations des AGV dans le réacteur acidogène

tandis que les séries 2, 4, 7 et 9 si le système acido-UASB pouvait être stable à des ratios F/M plus élevés et à des concentrations de H&G plus élevées que la capacité maximale d'un réacteur UASB traitant un effluent de fromagerie. La série 6 elle avait pour but de déterminer s'il y a eu une amélioration de la performance des boues granulaires anaérobies du réacteur UASB depuis le début des séries d'essais. Les rendements épuratoires et les productions de méthane ont été mesurés pour chaque série d'essais. Les séries d'essais du réacteur UASB et du système acido-UASB ont eu une durée de stabilisation minimale de deux semaines. Pour celles du réacteur acidogène seul, la durée minimale était de deux jours. Les 10 séries d'essais expérimentaux constituent l'étude de l'effet d'un réacteur acidogène sur la capacité de réacteurs UASB de valoriser l'effluent de fromagerie avec les H&G.

Tableau 3-4 : Paramètres expérimentaux de chaque série d'essais.

Séries	Q _{AFF} L/d	H&G	pH _a	Réacteur UASB seul	Système acido- UASB	Réacteur acidogène	Objectifs
1.1	1,9		na	X			Déterminer le ratio F/M maximal
1.2	2,2	Sans	na	X			
2	1,8	ajout de H&G	3,7		X	X	Augmenter le ratio F/M
3	2,1		4,3			X	
4	2,1		5,0		X	X	
5	2,1		5,9			X	
6	1,7	Avec ajout de H&G	na	X			Augmenter la concentration des H&G
7	1,7		3,9		X	X	
8	1,7		4,4			X	
9	1,6		5,8		X	X	

3.2.6 Méthodes analytiques

Une série d'analyses a été réalisée de l'affluent et des effluents afin de déterminer les rendements des réacteurs et la production des boues granulaires (Tableau 3-5).

Les AGV ont été analysés par chromatographie gazeuse. Les échantillons ont été filtrés à 0,45 µm et chaque vial a été rempli de 1,0 mL de l'échantillon filtré et de 6,67 µL d'acide phosphorique (H₃PO₄) de 6 N. Les échantillons ont été ensuite congelés à -18°C. Le chromatographe était le modèle CP-3380 de la marque Varian avec un autoéchantillonneur du modèle CP-8200 et un détecteur à ionisation de flamme (FID) (à 200°C). La colonne capillaire

utilisée pour la séparation des acides acétique, propionique et butyrique était le « WCOT fused silica 25MXO, 32 mm ID coating FFAP-CB for free fatty acids ». La température de la colonne était à 100°C initialement pour une durée de deux minutes et elle a augmenté à une vitesse de 20°C/min pour atteindre 200°C pour y être maintenue une durée de 20 minutes.

L'appareil à rayons X pour déterminer la structure des cristaux est le « Philipps X'Pert diffractometer » opéré à 50 kV et à 40 mA en mode d'utilisation « X-ray diffraction geometry Bragg-Brentano ».

Tableau 3-5 : Méthodes des analyses effectuées.

Analyses	Méthodes	Protocoles	Remarques
DCO	Colorimétrique	Spectrophotométrie	Filtré à 1,2 µm
S _{DCO}		méthode 8000 (Hach)	
H&G	Gravimétrique	MA. 415 HGT 2.0	Filtré à 1,2 µm
MES, MVES	Gravimétrique	SM-2540	
NTK	Colorimétrique	SM-4500-N	Filtré à 0,45 µm
NH ₄ -N			
PT	Colorimétrique	SM-4500-P	Filtré à 0,45 µm
o-PO ₄ -P			
pH	Électrométrique		pH-mètre
Conductivité	Électrométrique		Conductivimètre
Alcalinité	Titrimétrique	SM-2320	
AGV	Par chromatographie	Appareil chromatographique Varian CP-3380	

Note : Les protocoles des analyses MA proviennent du Centre d'expertise en analyse environnementale du Québec (2014) et ceux de SM et de Hach proviennent de APHA, AWWA & WEF (2012).

3.2.6.1 Méthodes d'échantillonnage et de mesure des débits

Les débits du biogaz ont été mesurés en premier et ensuite les prélèvements des effluents débutant par les réacteurs en aval et de l'affluent ont été pris. Les mesures commençaient avec la mesure du débit du biogaz sans et avec du CO₂ pour les réacteurs. Le débit sans CO₂ a été mesuré par compte-bulles en passant le biogaz en premier à travers un média composé de sulfate de calcium et ensuite un média composé de silice enrobé de soude caustique pour enlever l'humidité et le CO₂ respectivement (Figure 3-1 et Figure 3-2). Voir l'hypothèse posée pour le calcul du débit de CH₄ à la Section 3.5.2. Les courbes de calibration des compte-bulles sont présentées à l'Annexe 2. En même temps que les mesures de biogaz, le débit de l'effluent du montage était mesuré et un échantillon était prélevé de l'effluent. Après les mesures du biogaz terminées, le

liquide à l'intérieur du réacteur acidogène était prélevé, s'il était en opération. Ensuite, l'affluent du montage était prélevé et son débit mesuré. Les mesures des débits étaient réalisées en mesurant le poids du volume de l'écoulement durant une période de temps.

3.2.6.2 Méthodes d'échantillonnage et de préparation des analyses des boues granulaires du réacteur UASB

Les échantillons des boues granulaires anaérobies ont été pris une fois par semaine. Les points de prélèvements sont espacés de 100 mm (Figure 3-3). Des échantillons d'environ 30 mL ont été prélevés en commençant par la vanne la plus haute. Chaque vanne a été purgée avant l'échantillon et le volume de la purge a été mesuré. Les échantillons du lit de boues ont été dilués et mélangés dans un malaxeur pour cinq minutes avant d'être analysés. Des analyses de la DCO, de la S_{DCO} , des H&G, des MVES, du NTK, du NH_4-N , du PT et du $o-PO_4$ ont été réalisées pour déterminer le fractionnement et la production des boues granulaires à l'intérieur du réacteur UASB (Tableau 3-5).

3.2.7 Méthodes statistiques

Des analyses statistiques ont été effectuées à l'aide du logiciel Excel. Le test de Student (t) a été réalisé afin de déterminer s'il y avait une différence significative entre des séries de données de fractionnement et celles de la littérature et de la théorie. Le test d'analyse de la variance (ANOVA) a été effectué afin de déterminer s'il y a une différence significative entre deux séries de concentration. Les résultats n'ont pas été considérés significativement différents lorsque la probabilité (p) est plus grande que 5 %.

3.3 Décantation des boues de l'effluent de réacteurs acidogènes

Des essais ont été réalisés pour analyser l'effet de la décantation des boues de l'effluent de réacteurs acidogènes sans l'ajout d'agent de coagulation ou de floculation.

3.3.1 Eaux usées

L'effluent du réacteur acidogène du montage en laboratoire a été utilisé pour une étude de décantation en cylindre gradué de 250 mL. L'effluent du réservoir tampon de la StaRRE de la Fromagerie Champêtre dont les caractéristiques sont présentées à la Section 3.2.1 et le schéma de

la StaRRE présenté à la Figure 4-1 a été utilisé pour remplir une colonne de 50 L afin de réaliser une étude de décantation. Ce réservoir tampon n'est pas un réacteur acidogène puisqu'il y a une faible agitation de 1 W/m^3 et un TRH d'environ 3 jours; la recommandation pour l'agitation d'un réacteur anaérobie étant de 5 W/m^3 (Metcalf & Eddy, AECOM, 2014).

3.3.2 Méthodes analytiques

Une série d'analyses de la DCO, des MES et des H&G a été réalisée afin de mesurer la décantation des MES et des H&G. Les méthodes analytiques sont présentées au Tableau 3-5.

3.3.3 Matériel

Afin de réaliser l'analyse de la décantation des boues de l'effluent du réacteur acidogène des cylindres gradués de 250 mL ont été utilisés.

L'analyse de décantation des boues a été réalisée avec une colonne de 50 L (Figure 3-4 et Figure 4-15).

3.3.4 Méthode d'échantillonnage

Un cylindre gradué a été rempli d'effluent du réacteur acidogène du montage en laboratoire pour chaque analyse. Ces temps de décantation étaient de 30 min, 1 heure et 24 heures. Après chaque temps de décantation approximativement 150 mL du surnageant ont été prélevés afin d'analyser les H&G.

Un essai de décantation en colonne a été effectué. Les analyses de la DCO, des MES et des H&G initiales ont été réalisées. Des prélèvements des sept points d'échantillonnage dans la colonne ont été pris à 15, 30, 60, 120 et 180 minutes. L'interface entre les boues et le surnageant a été notée tout au long de l'essai.

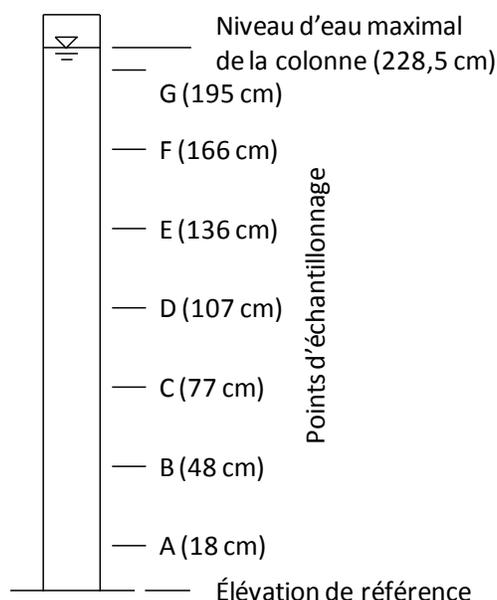


Figure 3-4 : Montage de décantation en colonne. Note : le diamètre de la colonne est 150 mm.

3.4 Scénarios d'optimisation des StaRRE de fromagerie

Les scénarios d'optimisation des StaRRE de fromagerie et les coûts spécifiques pour les options sont les suivants (Tableau 3-6) :

- L'option 1A prévoit une opération optimisée de l'aéroflottateur (trouver et maintenir le point optimal du débit et de la pression de la recirculation et du débit et de la pression de l'air) de façon continue. Les coûts de la disposition des H&G y sont inclus. Les hypothèses suivantes qui ont été posées afin de déterminer les coûts de l'opération optimisée de l'aéroflottateur sont :
 - trois analyses de H&G par semaine en moyenne à un coût par analyse de 30 \$, et
 - cinq heures d'opération par semaine en moyenne à un taux horaire de l'opérateur de 40 \$/h.
- L'option 1B prévoit une opération aléatoire de l'aéroflottateur ce qui donne des résultats incertains. Les coûts de la disposition des H&G y sont inclus. Les hypothèses suivantes qui ont été posées afin de déterminer les coûts de l'opération aléatoire de l'aéroflottateur sont :

- 15 minutes d'opération par jour ouvrable en moyenne à un taux horaire de l'opérateur de 40 \$/h,
 - une opération aléatoire de l'aérotloteur surcharge le réacteur UASB en aval et cause une perte de boues granulaires de 60 m³/an,
 - le coût d'achat des boues granulaires est de 100 \$/m³, et
 - les coûts de transport des boues granulaires sont basés sur une distance parcourue des camions-citernes de 300 km avec les frais unitaires des camions-citernes identifiés au Tableau 4-10. Les frais de disposition des H&G ne sont pas inclus.
- L'option 2 prévoit le remplacement de l'aérotloteur par un décanteur. Les coûts de la disposition des H&G y sont inclus.
 - L'option 3 prévoit le remplacement de l'aérotloteur par un réacteur acidogène. Les coûts de l'énergie épargnés en raison de la valorisation des H&G sont inclus.
 - L'option 4 prévoit le remplacement de l'aérotloteur par un réacteur UASB pour augmenter la masse des boues granulaires et réduire le ratio F/M. Les coûts de l'énergie épargnés en raison de la valorisation des H&G sont inclus.

Les coûts des scénarios d'optimisation sont basés sur l'information générale suivante :

- les coûts des équipements et des installations proviennent d'un projet similaire à un des projets de Valbio Canada,
- les coûts d'entretien et d'opération qui sont similaires entre les options ne sont pas considérés,
- les options prennent en compte la réutilisation des équipements lorsque l'aérotloteur est mis hors service,
- les coûts de l'étude sont estimés à $\pm 30\%$,
- les coûts sont actualisés à un taux annuel de 4 %, et
- les calculs des coûts actualisés sont basés sur un horizon de 20 ans.

Tableau 3-6 : Scénarios d'optimisation des StaRRE de fromagerie.

Options	Descriptions	Aéro-flottateur	Boues granulaires	Décanteur	Réacteur acidogène	Réacteur UASB
1A	Opération optimisée de l'aéroflottateur	Optimisée				
1B	Opération de l'aéroflottateur et ajout de boues granulaires		Ajout régulier			
2	Remplacement de l'aéroflottateur par un décanteur	Enlèvement		Ajout		
3	Remplacement de l'aéroflottateur par un réacteur acidogène	Enlèvement			Ajout	
4	Remplacement de l'aéroflottateur pour un réacteur UASB	Enlèvement				Ajout

Les hypothèses suivantes ont été posées afin de déterminer les coûts du transport et de la disposition des H&G :

- le débit des boues de H&G générées représente 1 % du débit de l'affluent (La Roche, 2009, 2010),
- le volume maximal des camions-citernes est de 11 m³,
- les coûts du remplissage des camions-citernes sont estimés à un taux horaire de 225 \$/h pour une durée de 30 minutes,
- les coûts de transport des camions-citernes sont estimés à un taux horaire de 225 \$/h à une vitesse moyenne de 80 km/h, et
- les coûts de disposition des H&G sont estimés à 16,50 \$/m³ en plus du vidange des camions-citernes à un taux horaire de 225 \$/h pour une durée de 15 minutes.

Les hypothèses suivantes ont été posées afin de déterminer les coûts de l'énergie épargnés par la valorisation des H&G (options 3 et 4) :

- 50 % des H&G sont flottées ou décantées,
- la fraction de la DCO aux H&G est de 2,88 g DCO/g H&G (Tableau 2-3),
- l'énergie thermique du CH₄ est de 890 kJ/mol,
- le rendement de transformation des H&G en CH₄ est à 90 %,
- l'huile de chauffage (mazout) est utilisée pour générer de l'énergie thermique à la fromagerie pour compenser pour la réduction de production de CH₄ en raison de l'enlèvement et la disposition des H&G,
- l'énergie thermique de l'huile de chauffage est de 10 kWh/L, et
- le coût de l'huile de chauffage est de 0,90 \$/L.

3.5 Validation des résultats

La validation des résultats est basée sur les bilans hydriques et les bilans de masse de la DCO, de l'azote et du phosphore pour chaque essai. Les schémas pour les bilans de masse pour le réacteur UASB, le système acido-UASB et le réacteur acidogène sont présentés aux Figure 3-5 et Figure 3-6. Les essais ont été considérés valables lorsque les bilans de masse (flux sortants / flux entrants) fermaient à 100 ± 5 %.

3.5.1 Bilans hydriques

Les bilans hydriques sont calculés à partir de l'équation 3.1.

$$\text{Bilan H}_2\text{O} (\%) = \frac{F_{\text{GAZ_H}_2\text{O}} + F_{\text{EFF_H}_2\text{O}} + F_{\text{PURGE_H}_2\text{O}}}{F_{\text{AFF_H}_2\text{O}}} * 100 \quad [3.1]$$

où

$$F_{\text{GAZ_H}_2\text{O}} = 18 \frac{\text{g}}{\text{mol}} * \frac{P_{\text{P_H}_2\text{O}}}{P_{\text{atm}}} * F_{\text{GAZ_MOL}} \quad [3.2]$$

L'hypothèse suivante a été posée afin de calculer l'humidité du biogaz :

- la pression partielle théorique de l'humidité ($P_{\text{P_H}_2\text{O}}$) est de 2,81 kN/m² à la température pièce moyenne de 23°C (Vennard et al., 1975).

3.5.2 Bilans de masse de la DCO

Les bilans de masse de la DCO sont calculés à partir de l'équation 3.3.

$$\text{Bilan DCO (\%)} = \frac{F_{\text{GAZ_DCO}} + F_{\text{EFF_CH}_4\text{_DCO}} + F_{\text{EFF_DCO}} + P_{\text{BIO_XDCO}} + F_{\text{PURGE_DCO}}}{F_{\text{AFF_DCO}}} * 100 \quad [3.3]$$

où

$$F_{\text{EFFm_CH}_4\text{_DCO}} = k_{\text{H_CH}_4} * P_{\text{P_CH}_4} * 16 \frac{\text{g}}{\text{mol}} * 4 \frac{\text{g DCO}}{\text{g CH}_4} * Q_{\text{AFF}} \quad [3.4]$$

$$F_{\text{GAZ_DCO}} = \frac{Q_{\text{CH}_4} * 4 \frac{\text{g DCO}}{\text{g CH}_4} * 16 \frac{\text{g}}{\text{mol}} * P_{\text{atm}}}{R * (T + 273)} \quad [3.5]$$

$$P_{\text{BIO_XDCO}} = \frac{M_{\text{BIO_XDCO}(i+t)} - M_{\text{BIO_XDCO}(i)}}{t} \quad [3.6]$$

$$M_{\text{BIO_XDCO}(i)} = X_{\text{DCO_BIO}(i)} * V_{\text{BIO}(i)} \quad [3.7]$$

$$F_{\text{PURGE_DCO}} = \frac{\text{DCO}_{\text{PURGE}} * V_{\text{PURGE}}}{t} \quad [3.8]$$

où

la constante de Henry (k_{H}) du CH_4 est de $0,0013 \text{ mol L}^{-1} \text{ atm}^{-1}$ à la température pièce moyenne de ce projet de 23°C (Sander, 1999), et

la constante des gaz parfaits (R) est de $0,0821 \text{ L atm K}^{-1} \text{ mol}^{-1}$.

La formule stœchiométrique de l'oxygène requise pour chaque mole de CH_4 est la suivante :



$$1 \text{ g CH}_4 = 4 \text{ g DCO} \quad [3.10]$$

L'hypothèse suivante a été posée pour le calcul du débit de CH_4 :

- le biogaz mesuré par le compte-bulles après l'enlèvement du CO_2 ne contient que du CH_4 .

L'hypothèse suivante a été posée pour le calcul du bilan de la DCO :

- le flux de la DCO à l'effluent ($F_{\text{EFF_DCO}}$) ne contient pas de CH_4 soluble en raison des manipulations en laboratoire.

3.5.3 Bilans de masse de l'azote et du phosphore

Les bilans de masse de l'azote et du phosphore sont calculés à partir de l'équation 3.11. Pour éviter les duplicata des équations seulement l'azote est présenté, bien que ces équations soient aussi transposables pour le phosphore. Noter que pour le bilan azote, il a été considéré qu'il n'y avait pas de nitrate ou nitrite dans les effluents.

$$\text{Bilan N (\%)} = \frac{F_{\text{EFF_NTK}} + P_{\text{BIO_XNTK}} + F_{\text{PURGE_NTK}}}{F_{\text{AFF_NTK}}} * 100 \quad [3.11]$$

où

$$F_{\text{AFF_NTK}} = \text{NTK}_{\text{AFF}} * Q_{\text{AFF}} \quad [3.12]$$

$$F_{\text{EFF_NTK}} = \text{NTK}_{\text{EFF}} * Q_{\text{EFF}} \quad [3.13]$$

$$P_{\text{BIO_XNTK}} = \frac{M_{\text{BIO_XNTK}(i+t)} - M_{\text{BIO_XNTK}(i)}}{t} \quad [3.14]$$

$$M_{\text{BIO_XNTK}} = X_{\text{NTK_BIO}} * V_{\text{BIO}} \quad [3.15]$$

$$F_{\text{PURGE_NTK}} = \frac{\text{NTK}_{\text{PURGE}} * V_{\text{PURGE}}}{t} \quad [3.16]$$

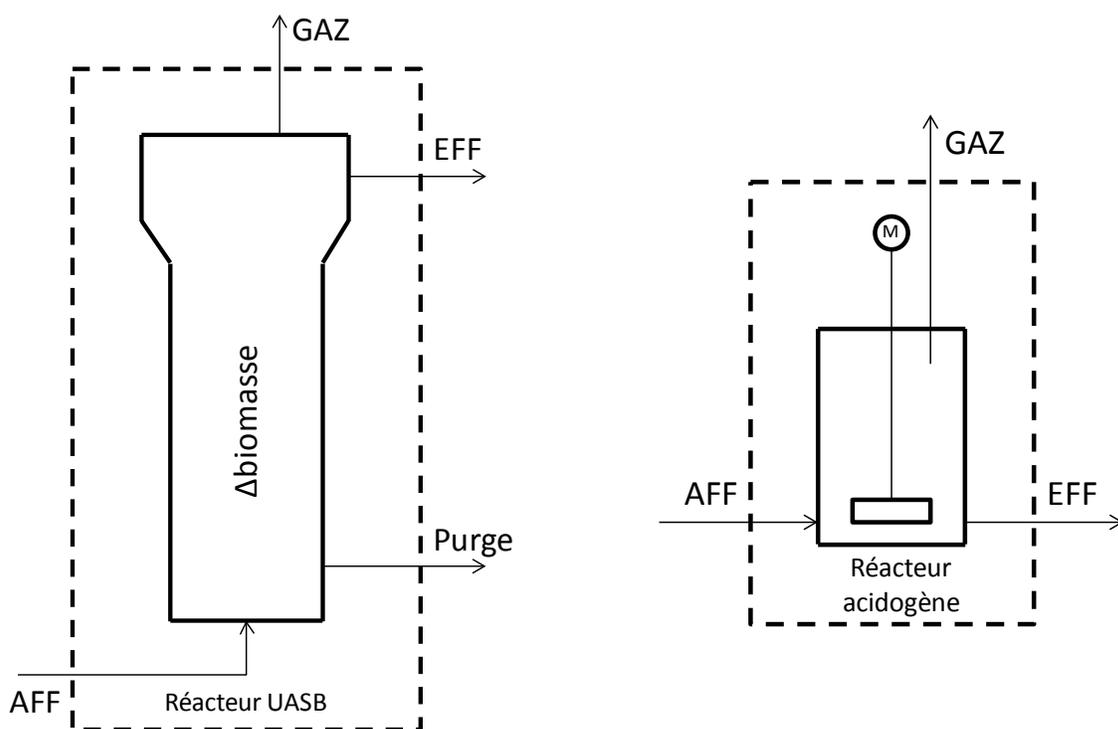


Figure 3-5 : Schémas pour les bilans de masse des réacteurs UASB et acidogène. Note : M – agitateur.

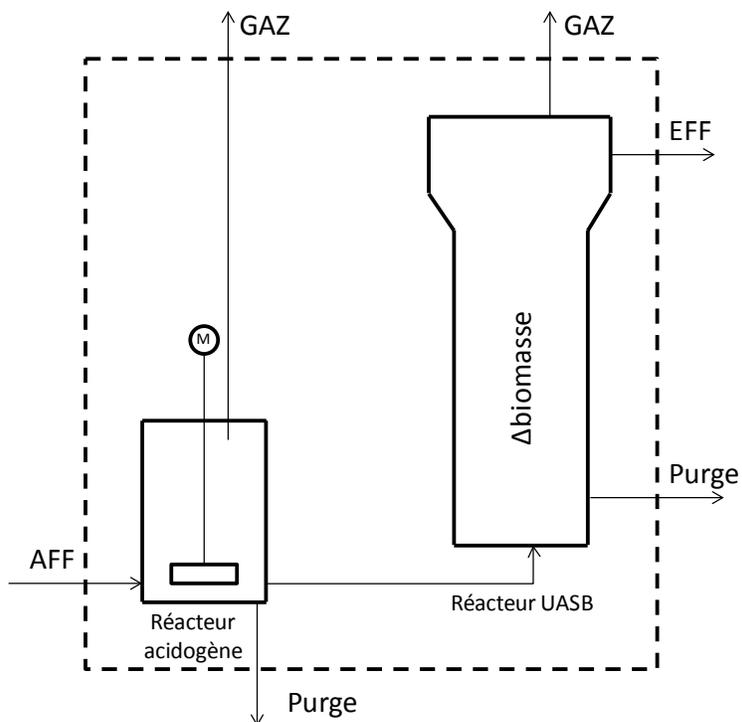


Figure 3-6 : Schéma pour les bilans de masse du système acidogène-UASB. Note : M – agitateur.

3.6 Rendement du procédé

Le rendement de la DCO des essais a été basé sur la différence entre le flux de la DCO à l'affluent et celui à l'effluent (équation 3.17).

$$\text{Rendement DCO (\%)} = \frac{F_{\text{AFF_DCO}} - F_{\text{EFF_DCO}}}{F_{\text{AFF_DCO}}} * 100 \quad [3.17]$$

L'acidification de la réaction acidogène est calculée à partir de l'équation 3.18 (Yilmazer et al., 1999).

$$\text{Acidification (\%)} = \frac{AGV_{\text{DCO}}}{S_{\text{DCO_AFF}}} * 100 \quad [3.18]$$

3.7 Production des boues anaérobies et du TRB

Les calculs de la production spécifique des boues anaérobies et du TRB sont présentés aux équations 3.19 et 3.20.

$$\frac{P_{X_MVES}}{M_{MVES}} = \left(Y * \frac{(F_{\text{AFF_DCO}} - F_{\text{EFF_SDCO}})}{M_{MVES}} + k_d \right) \quad [3.19]$$

$$\text{TRB} = \frac{MVES * V_{\text{réacteur}}}{P_{X_MVES}} = \frac{MVES * V_{\text{réacteur}}}{P_{\text{BIO_MVES}} + F_{\text{EFFm_MVES}}} \quad [3.20]$$

CHAPITRE 4 RÉSULTATS

Les performances épuratoires de deux StaRRE et de réacteurs anaérobies à l'échelle de laboratoire, la décantation des boues de l'effluent de réacteurs acidogènes, la modélisation des réacteurs anaérobies à l'échelle de laboratoire et des scénarios d'optimisation des StaRRE sont présentées dans ce chapitre.

4.1 Étude épuratoire de StaRRE de fromagerie

La performance des unités de séparation des H&G (aéroflottateurs) et des réacteurs UASB de deux StaRRE conçues par Valbio Canada traitant l'effluent de fromagerie est présentée dans cette section. Les résultats analytiques et les débits sont préliminaires puisqu'ils n'ont pas été validés par bilan de masse. Les effluents de ces fromageries sont un mélange des eaux de lavage et du lactosérum. Le schéma des unités de traitement des StaRRE des fromageries est présenté à la Figure 4-1.

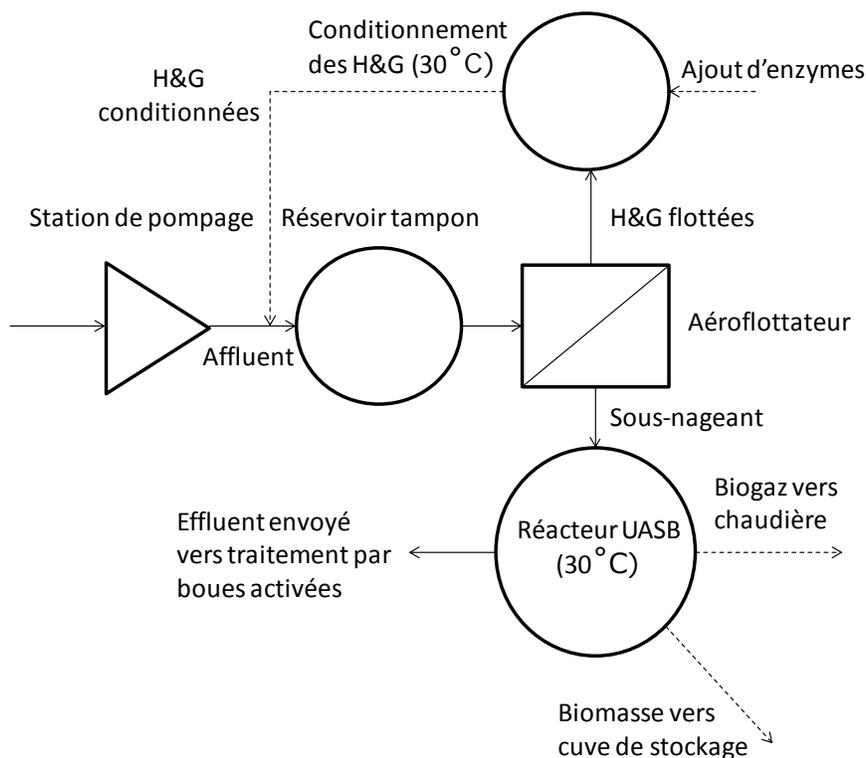


Figure 4-1 : Unités de traitement des StaRRE (La Roche, 2009, 2010). Le sous-nageant est le liquide sous les MES flottées.

4.1.1 Fromagerie des Basques

La performance des unités de la StaRRE située à la Fromagerie des Basques à Trois-Pistoles, Québec est résumée au Tableau 4-1 et détaillée à l'Annexe 3. Les moyennes et les écarts-types des analyses ainsi que les CO, les flux, les rendements, la CV et le ratio F/M y sont inclus. Le rendement des H&G de l'aéroflottateur était de 26 % tandis que la conception de Valbio Canada indique un rendement de 80 %. Le rendement du réacteur UASB de 94 % de la DCO est similaire à la cible de conception de Valbio Canada qui est de 95 %. Le ratio F/M mesuré de la CO de l'effluent du réservoir tampon était de 0,34 g DCO g MVES⁻¹ d⁻¹ tandis que celui ciblé de Valbio Canada est de 0,25 g DCO g MVES⁻¹ d⁻¹. De plus, le flux des MES à l'effluent ($F_{\text{EFF_MES}}$) du réacteur UASB était de 56 kg MES/d tandis que la conception de Valbio Canada indique que la production des boues anaérobies totales est de seulement 12 kg MES/d indiquant une perte de la biomasse (La Roche, 2010). Cette perte est validée puisque des boues granulaires doivent être ajoutées régulièrement au réacteur UASB. Les rendements des unités de traitement et le ratio F/M ne sont pas tels que visés dans le critère de conception de la StaRRE.

4.1.2 Laiterie Charlevoix

La performance des unités de la StaRRE située à la Laiterie Charlevoix à Baie-Saint-Paul, Québec est résumée au Tableau 4-2 et détaillée à l'Annexe 3. Les moyennes et les écarts-types des analyses ainsi que les CO, les flux, les rendements, la CV et le ratio F/M y sont résumés. Le rendement des H&G de l'aéroflottateur était négatif. La conception de Valbio Canada de cette unité indique un rendement de 100 %. Le rendement du réacteur UASB de 93 % de la DCO est similaire à la cible de conception de Valbio Canada. Le ratio F/M mesuré de la CO de l'effluent du réservoir tampon était de 0,32 g DCO g MVES⁻¹ d⁻¹ tandis que celui ciblé par Valbio Canada est de 0,25 g DCO g MVES⁻¹ d⁻¹. En plus, le $F_{\text{EFF_MES}}$ du réacteur UASB était de 8,7 kg MES/d tandis que celui de la conception indique que la production des boues anaérobies totales est de 14 kg MES/d (La Roche, 2009). Même si les analyses montrent qu'il n'y a pas de perte de boues anaérobies, ceci n'est pas représentatif de la situation réelle puisque des boues granulaires doivent être régulièrement ajoutées au réacteur UASB. Les rendements

des unités de traitement et le ratio F/M ne sont pas tels que visés dans le critère de conception de la StaRRE.

Tableau 4-1 : Caractérisation de la StaRRE décentralisée de la Fromagerie des Basques entre mai 2012 et mars 2013.

Écoulements	Descriptions/Unités	Valeurs	Q	DCO	S _{DCO}	MES	NTK	PT	H&G
Affluent	Pas de mesure de l'affluent								
	Réservoir tampon								
Effluent	Volume(m ³)	76							
	TRH_moyen(d)	2,5							
	m ³ /d		30						
	CO/Flux(kg/d)			1070	755	101	18,6	5,6	19
	Moyenne(g/L)			36	25	3,4	0,62	0,19	0,65
	±(g/L)			3,4	2,5	0,63	0,13	0,015	0,23
	Aéroflottateur								
Sous-nageant	m ³ /d		29						
	Rendement(%)			7,1%	7,2%	-24%	27%	3,5%	26%
	Flux(kg/d)			958	677	121	13	5,2	14
	Moyenne(g/L)			33	23	4,2	0,45	0,18	0,48
	±(g/L)			1,3	2,9	na	na	na	0,078
H&G	Eau de procédé(m ³ /d)		1,0						
	m ³ /d		1,0						
	Flux(kg/d)			33	21	9,5	0,46	0,29	4,6
	Moyenne(g/L)			17	10	4,8	0,23	0,14	2,3
	±(g/L)			13	11	na	na	na	0,46
	Réacteur UASB								
Effluent	Biomasse(m ³)	112							
	Biomasse(kg)	3150							
	Volume liquide(m ³)	173							
	F/M(g DCO g MVES ⁻¹ d ⁻¹)	0,34							
	CV(g DCO L ⁻¹ d ⁻¹)	6,2							
	m ³ /d		29						
	Rendement(%)			94%	96%	na	-4,3%	32%	53%
	Flux(kg/d)			57	25	56	14	3,5	6,6
	Moyenne(g/L)			2,0	0,86	1,9	0,47	0,12	0,23
±(g/L)			0,64	0,88	1,1	0,10	na	0,21	

Note : Les résultats des lignes pointillées de la Figure 4-1 ne sont pas présentés.

Tableau 4-2 : Caractérisation de la StaRRE décentralisée de la Laiterie Charlevoix entre mai 2012 et mars 2013.

Écoulements	Descriptions/Unités	Valeurs	Q	DCO	S _{DCO}	MES	NTK	PT	H&G
Affluent	Pas de mesure de l'affluent								
	Réservoir tampon								
Effluent	Volume(m ³)	50							
	TRH_moyen(d)	2,1							
	m ³ /d		24						
	CO/Flux(kg/d)			520	348	58	9,2	3,2	5,5
	Moyenne(g/L)			22	15	2,4	0,38	0,13	0,23
	±(g/L)			2,5	0,79	0,23	0,062	0,014	0,026
	Aéroflottateur								
Sous-nageant	m ³ /d		23						
	Rendement(%)			10%	0,5%	-46%	16%	7,7%	-44%
	Flux(kg/d)			469	346	85	7,7	2,9	7,9
	Moyenne(g/L)			20	15	3,7	0,33	0,13	0,34
	±(g/L)			1,8	2,1	1,8	0,010	0,0028	0,011
H&G	Eau de procédé(m ³ /d)		1,0						
	m ³ /d		1,0						
	Flux(kg/d)			37	12	7,2	0,59	0,090	4,2
	Moyenne(g/L)			18	6,1	3,6	0,30	0,045	2,1
	±(g/L)			7,5	0,078	0,79	0,090	0,020	1,2
	Réacteur UASB								
Effluent	Biomasse(m ³)	58							
	Biomasse(kg)	1610							
	Volume liquide(m ³)	71							
	F/M(g DCO g MVES ⁻¹ d ⁻¹)	0,32							
	CV(g DCO L ⁻¹ d ⁻¹)	7,3							
	m ³ /d		23						
	Rendement(%)			93%	98%	na	42%	31%	93%
	Flux(kg/d)			32	8,3	8,7	4,5	2,0	0,59
	Moyenne(g/L)			1,4	0,36	0,38	0,20	0,09	0,026
	±(g/L)			0,74	na	0,21	0,020	0,0007	0,0021

Note : Les résultats des lignes pointillées de la Figure 4-1 ne sont pas présentés.

4.2 Essais à l'échelle de laboratoire

En raison des faibles rendements des H&G des aéroflottateurs et de ratios F/M élevés des réacteurs UASB des StaRRE des fromageries, ce projet a pour but de reproduire les ratios F/M réels des StaRRE en ajoutant un réacteur acidogène en amont d'un réacteur UASB pour améliorer la capacité de traitement de la chaîne de traitement anaérobie. Cette section présente les résultats de chaque série d'essais du montage à l'échelle de laboratoire (Section 3.2). La validation des résultats y est aussi présentée.

4.2.1 Validation des résultats

4.2.1.1 Bilans hydriques

Les bilans hydriques permettent de valider les résultats (Tableau 4-3). Le débit de la purge du réacteur acidogène est tout au plus 4,3 % du débit de l'affluent. Les pourcentages des bilans sont entre 97 % et 103 % ce qui signifie que les mesures sont fiables.

Tableau 4-3 : Bilans hydriques. Les valeurs sont les moyennes de chaque série. Les purges du réacteur UASB sont négligeables.

Séries		AFF		Acidogène	UASB			Bilan %
Processus	N°	Q _{AFF}	F _{AFF_H2O}	F _{PURGEa_H2O}	Q _{EFFm}	F _{EFFm_H2O}	F _{GAZm_H2O}	
		L/d	g H2O/d	g H2O/d	L/d	g H2O/d	g H2O/d	
UASB	1.2	2,2	2200	na	2,3	2300	0,49	103%
Acido	3	2,1	2100	91	2,0	2000	0,46	103%
Acido-UASB	4	2,1	2100	83	2,0	2000	0,64	102%
Acido	5	2,1	2100	58	2,0	2000	0,56	99%
UASB	6	1,7	1700	na	1,7	1700	0,39	97%
Acido	8	1,7	1700	47	1,7	1700	0,47	101%
Acido-UASB	9	1,6	1600	nd	1,6	1600	0,52	98%

4.2.1.2 Bilans de masse de la DCO

Les résultats des bilans de masse de la DCO sont résumés aux fins de validation (Tableau 4-4). Les bilans de masse totaux pour les séries 3, 5 et 8 ne sont pas considérés puisque ces séries d'essais ont été réalisées pour déterminer la performance du réacteur acidogène seulement. La production des boues du lit de boues en X_{DCO} (P_{BIO_XDCO}) du réacteur UASB a été mesurée à 0,56 g DCO/d basée sur la croissance de 0,40 g MVES/d et la fraction de 1,41 g DCO/g MVES pour les séries 2 et 7 (Figure 4-6 et Tableau 4-7). Celle-ci a été mesurée à 0,60 g DCO/d (0,43 g MVES/d * 1,41 g DCO/g MVES) pour les séries 4 et 9 (Figure 4-7). Cette production ne représente pas plus de 1,3 % de la CO. Le flux du CH₄ soluble à l'effluent en unités DCO ($F_{EFFm_CH4_DCO}$) est calculé théoriquement basé sur la constante de Henry (k_H) de 0,0013 mol L⁻¹ atm⁻¹ à la température pièce moyenne du projet de 23°C ce qui correspond seulement à 0,2 % de la CO (Sander, 1999). Les pourcentages des bilans de masse du réacteur acidogène

sont entre 93 % et 102 %. Mis à part la série 7, les pourcentages des bilans de masse totaux sont entre 94 % et 105 % ce qui signifie que les résultats sont généralement fiables.

Tableau 4-4 : Bilans de masse de la DCO.

Séries		AFF	Acidogène			UASB				
Processus	N°	F _{AFF_DCO}	F _{EFFa_DCO}	F _{PURGEa_DCO}	Bilan _a	F _{EFFm_DCO}	F _{EFFm_CH4_DCO}	F _{GAZm_DCO}	P _{BIO_XDCO}	Bilan
		g DCO/d	g DCO/d	g DCO/d	%	g DCO/d	g DCO/d	g DCO/d	g DCO/d	%
UASB	1.1	44	na	na	na	3,0	0,09	38	nd	94%
Acido-UASB	2	43	42	1,7	97%	2,6	0,09	40	0,56	103%
Acido	3	48	48	na	102%	na	na	na	na	na
Acido-UASB	4	52	50	2,0	96%	4,5	0,10	48	0,60	105%
Acido	5	51	49	na	97%	na	na	na	na	na
Acido-UASB	7	51	52	2,1	101%	2,8	0,08	40	0,56	88%
Acido	8	50	47	na	94%	na	na	na	na	na
Acido-UASB	9	43	40	1,7	93%	3,4	0,08	38	0,60	103%

Note : Les valeurs sont les moyennes de chaque série. Le volume de la purge du réacteur acidogène est pris en compte. Les débits de la purge du réacteur acidogène des séries 2, 7 et 9 qui n'ont pas été mesurés sont estimés à 4,3 % du débit de l'affluent. Les bilans totaux ne sont pas calculés pour les séries 1.2 et 6 puisqu'ils n'étaient pas en régime stable. Il n'y a aucune production de CH₄ à partir du réacteur acidogène et la purge du réacteur UASB est négligeable.

4.2.1.3 Bilans de masse de l'azote et du phosphore

Les résultats des bilans de masse de l'azote et du phosphore sont résumés aux fins de validation (Tableau 4-5 et Tableau 4-6). Les pourcentages des bilans de masse de l'azote sont entre 74 % et 100 % et ceux du phosphore entre 59 % et 79 % pour le réacteur UASB et le système acido-UASB. Les pourcentages des bilans de masse pour le réacteur acidogène sont entre 81 % et 112 % pour l'azote et entre 88 % et 109 % pour le phosphore. Les fractions de l'azote et du phosphore particulières par rapport aux MVES sont de 0,086 g NTK/g MVES et de 0,025 g NTK/g MVES respectivement pour calculer la production d'azote et de phosphore des boues anaérobies (Tableau 4-7, Figure 4-6 et Figure 4-7). Les bilans de masse de l'azote et du phosphore du réacteur acidogène n'ont pas bien fermé en général. Le bilan de masse de l'azote relié au réacteur UASB ferme bien pour la série 1.1 mais non pour ceux du système acido-UASB. Aucun des bilans de masse du phosphore ne ferme parfaitement. Il y a trois raisons possibles pour les faibles bilans de masse de l'azote et du phosphore : la méthode d'échantillonnage instantané utilisée lors de ce projet ne prend pas en compte les fluctuations

des concentrations de l'azote et du phosphore à l'effluent du réacteur UASB, il y a une accumulation d'azote et de phosphore à l'intérieur du réacteur, et il y a une formation d'ammoniac gazeux. Il peut y avoir eu une formation d'ammoniac gazeux dans le réacteur UASB en raison de l'ajout de soude 6 N en surface du liquide, produisant une augmentation locale du pH, mais ceci ne permettrait pas d'expliquer les faibles bilans de masse du phosphore. Il peut y avoir eu une minéralisation d'azote et de phosphore dans le réacteur UASB, cependant la fraction des MVES par rapport aux MES (f_{MVES_MES}) de $0,81 \pm 0,034$ g/g du lit de boues n'appuie pas cette hypothèse (Tableau 4-7). Il y avait de la struvite ($NH_4MgPO_4 \cdot 6H_2O$), de l'hydroxylapatite ($Ca_5(PO_4)_3(OH)$) et de l'hydroxylapatite de carbonate ($Ca_{10}(PO_4)_3(CO_3)_3(OH)_2$) selon les analyses des boues granulaires mais puisque les analyses par rayons X sont qualitatives, les quantités ne peuvent pas être déterminées (les résultats de l'analyse par rayons X sont présentés à l'Annexe 4). La méthode d'échantillonnage par prélèvements instantanés de l'effluent du réacteur UASB est la raison la plus probable pour expliquer les faibles bilans de masse de l'azote et du phosphore.

Tableau 4-5 : Bilans de masse de l'azote (voir la note du Tableau 4-4 pour les commentaires).

Séries		UASB						
Processus	N°	F_{AFF_NTK}	F_{EFFa_NTK}	F_{PURGEa_NTK}	Bilan _a	F_{EFFm_NTK}	P_{BIO_XNTK}	Bilan
		g N/d	g N/d	g N/d	%	g N/d	g N/d	%
UASB	1.1	0,77	na	na	na	0,77	nd	100%
Acido-UASB	2	0,71	0,76	0,031	112%	0,54	0,034	80%
Acido	3	0,79	0,79	0,035	105%	na	na	na
Acido-UASB	4	0,77	0,82	0,033	111%	0,56	0,037	77%
Acido-UASB	7	0,66	0,65	0,027	103%	0,45	0,034	74%
Acido	8	0,71	0,69	0,019	101%	na	na	na
Acido-UASB	9	0,66	0,51	0,021	81%	0,51	0,037	82%

Tableau 4-6 : Bilans de masse du phosphore (voir la note du Tableau 4-4 pour les commentaires).

Séries		UASB						
Processus	N°	F_{AFF_PT}	F_{EFFa_PT}	F_{PURGEa_PT}	$Bilan_a$	F_{EFFm_PT}	P_{BIO_XPT}	$Bilan$
		g P/d	g P/d	g P/d	%	g P/d	g P/d	%
UASB	1.1	0,26	na	na	na	0,15	nd	59%
Acido-UASB	2	0,23	0,23	0,010	107%	0,17	0,010	79%
Acido	3	0,26	0,28	0,012	109%	na	na	na
Acido-UASB	4	0,30	0,30	0,012	101%	0,20	0,011	69%
Acido-UASB	7	0,22	0,21	0,0088	101%	0,15	0,010	74%
Acido	8	0,25	0,25	0,0067	102%	na	na	na
Acido-UASB	9	0,23	0,19	0,0079	88%	0,17	0,011	78%

4.2.2 Caractéristiques des affluents et des effluents

Les caractéristiques des affluents et des effluents du système acido-UASB pour les séries 2 et 4 sont présentées à la Figure 4-2 pour les affluents sans ajout de H&G et pour les séries 7 et 9 à la Figure 4-3 pour les affluents avec ajout de H&G. Les pourcentages représentent les flux des AGV en unités DCO (F_{AGV_DCO}), du CH_4 en unités DCO ($F_{CH_4_DCO}$), de la DCO particulaire (X_{DCO}) (F_{XDCO}) et de la S_{DCO} sans AGV (F_{SDCOsa}) par rapport à la CO. Les pourcentages des F_{SDCOsa} par rapport à la CO de l'affluent sont les plus importants des pourcentages tandis que ceux des $F_{CH_4_DCO}$ du réacteur UASB sont les plus importants. Il y a eu aussi une augmentation des pourcentages des F_{XDCO} par rapport à la CO de l'affluent à l'effluent du réacteur acidogène montrant une croissance des boues acidogènes.

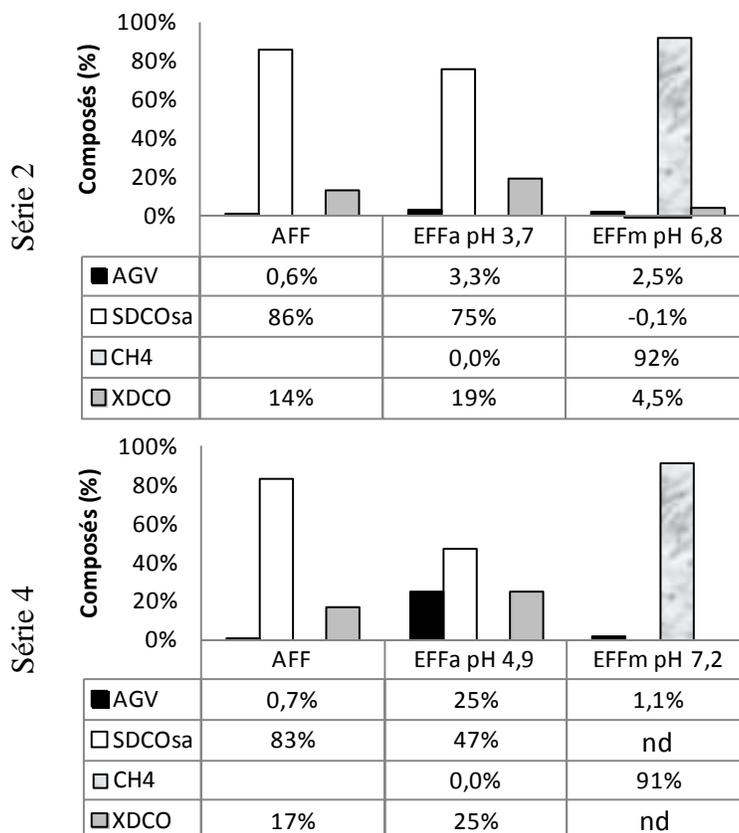


Figure 4-2 : Fractionnements des séries 2 et 4 sans ajout de H&G.

4.2.3 Boues anaérobies

Le terme « biomasse » est utilisé pour référer aux microorganismes présents dans les différents bioréacteurs tels que hétérotrophes, acidogènes, méthanogènes, sulfatoréductrices et aérobies. Le terme « boues » est utilisé pour référer aux biosolides présents dans les différents bioréacteurs. En plus des boues hétérotrophes variées (ex. acidogènes, méthanogènes, sulfatoréductrices, aérobies), ces biosolides contiennent aussi des matières particulières organiques de l'affluent, du résidu endogène organique et des composés inorganiques provenant de l'affluent, d'origine cellulaire ou de précipités chimiques.

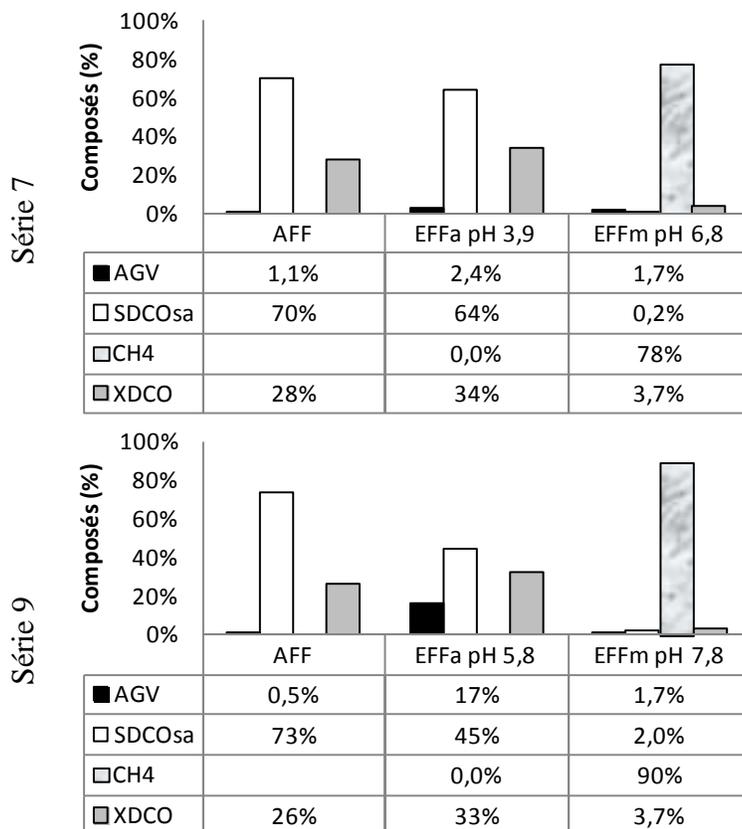


Figure 4-3 : Fractionnements des séries 7 et 9 avec ajout de H&G.

4.2.3.1 Boues méthanogènes

Les concentrations des boues anaérobies à l'intérieur du réacteur UASB présentent un lit de boues « sludge bed » et des boues non granulaire par-dessus, la couverture de boues « sludge blanket » (Yan et al., 1990) (Figure 4-4). La concentration du lit de boues était en moyenne $24 \pm 4,1$ g MVES/L avec une granulométrie de 1 à 3 mm de diamètre (Figure 4-5) et celle de la couverture de boues du réacteur UASB était d'environ 0,8 g MVES/L pour la série 2 avec des floccs inférieurs à 0,5 mm de diamètre. Il y avait aussi pendant toutes les séries une couche flottante de boues granulaires de 1 cm d'épaisseur à l'exception des séries lorsque le réacteur UASB était surchargé; cette couche flottante s'épaississait. Les concentrations des boues anaérobies représentaient donc un réacteur-décanteur.

La partie supérieure du réacteur UASB avait un système de séparation tri-phasique pour prévenir la perte des boues anaérobies avec l'effluent et pour agir comme décanteur pour accumuler les boues à l'intérieur du réacteur. Cependant la concentration des boues anaérobies à l'intérieur de la couverture de boues était statistiquement égale aux boues anaérobies de

l'effluent du réacteur UASB de ce projet (Figure 4-4). Premièrement, la concentration à l'intérieur de la couverture de boues sous l'élargissement du réacteur UASB représentée par les points d'échantillonnage 4 et 5 (hauteur de 400 et 500 mm) de la série 2 était de $0,75 \pm 0,23$ g MVES/L (Figure 3-3). Celle par-dessus l'élargissement du réacteur UASB représentée par le point d'échantillonnage 6 (hauteur de 600 mm) de la série 2 était de $0,80 \pm 0,09$ g MVES/L. Il n'y avait pas de différence significative entre les zones ($F_{1,7}=0,13$, $\rho=,73$, $\eta^2=,016$). Deuxièmement, la concentration des MVES à l'effluent du réacteur UASB de la série 2 était de $0,66 \pm 0,23$ g MVES/L. Il n'y avait pas de différence significative entre la zone en dessous de l'élargissement et l'effluent du réacteur UASB ($F_{1,13}=0,6$, $\rho=,44$, $\eta^2=,04$). Le système de séparation tri-phasique à l'intérieur du réacteur UASB n'empêchait pas les boues anaérobies dans la couverture de boues de sortir à l'effluent donc la capacité de traitement du réacteur UASB de ce projet n'était pas basée sur l'efficacité du système de séparation tri-phasique.

Les fractionnements du lit de boues du réacteur UASB et ceux des boues anaérobies à l'effluent du réacteur UASB de l'ensemble des séries d'essais étaient généralement équivalents au fractionnement de la biomasse théorique (Tableau 4-7). Il n'y avait donc pas de différence significative entre les fractions de la X_{DCO} par rapport aux MVES ($f_{\text{XDCO_MVES}}$) de $1,41 \pm 0,32$ et du X_{PT} par rapport aux MVES ($f_{\text{XPT_MVES}}$) de $0,025 \pm 0,0067$ du lit de boues et les fractions de la biomasse théorique ($t(23)=0,15$, $\rho=,882$) et ($t(8)=0,84$, $\rho=,423$). La fraction du X_{NTK} par rapport aux MVES ($f_{\text{XNTK_MVES}}$) de $0,086 \pm 0,023$ et la fraction des H&G par rapport aux MVES ($f_{\text{H\&G_MVES}}$) de $0,010 \pm 0,0054$ du lit de boues étaient significativement différentes des fractions de la biomasse théorique ($t(8)=3,9$, $\rho=,006$) et ($t(3)=26$, $\rho<,001$). Les fractions des boues anaérobies à l'effluent du réacteur UASB de la $f_{\text{XDCO_MVES}}$ de $1,36 \pm 0,43$, de la $f_{\text{XNTK_MVES}}$ de $0,14 \pm 0,108$ et de la $f_{\text{H\&G_MVES}}$ de $0,091 \pm 0,045$ n'étaient pas significativement différentes des fractions de la biomasse théorique ($t(5)=0,28$, $\rho=,79$), ($t(5)=4,1$, $\rho=,70$) et ($t(5)=0,050$, $\rho=1,0$). Seulement la $f_{\text{XPT_MVES}}$ de l'effluent de $0,045 \pm 0,016$ était significativement différente ($t(5)=3,07$, $\rho=,028$). La fraction des MVES par rapport aux MES ($f_{\text{MVES_MES}}$) du lit de boues de $0,81 \pm 0,034$ et celle de l'effluent du réacteur UASB de $0,82 \pm 0,044$ ne sont pas semblables à la $f_{\text{MVES_MES}}$ théorique de la biomasse de 0,93 basée sur les éléments fondamentaux d'une bactérie (Comeau, 2008). Les fractionnements pour l'ensemble des séries d'essais des boues anaérobies à l'effluent du réacteur UASB, excepté pour la

f_{XPT_MVES} , représentaient les fractions de la biomasse théorique tandis que ceux du lit de boues avaient une f_{XNTK_MVES} et une $f_{H\&G_MVES}$ significativement différentes de la théorie.

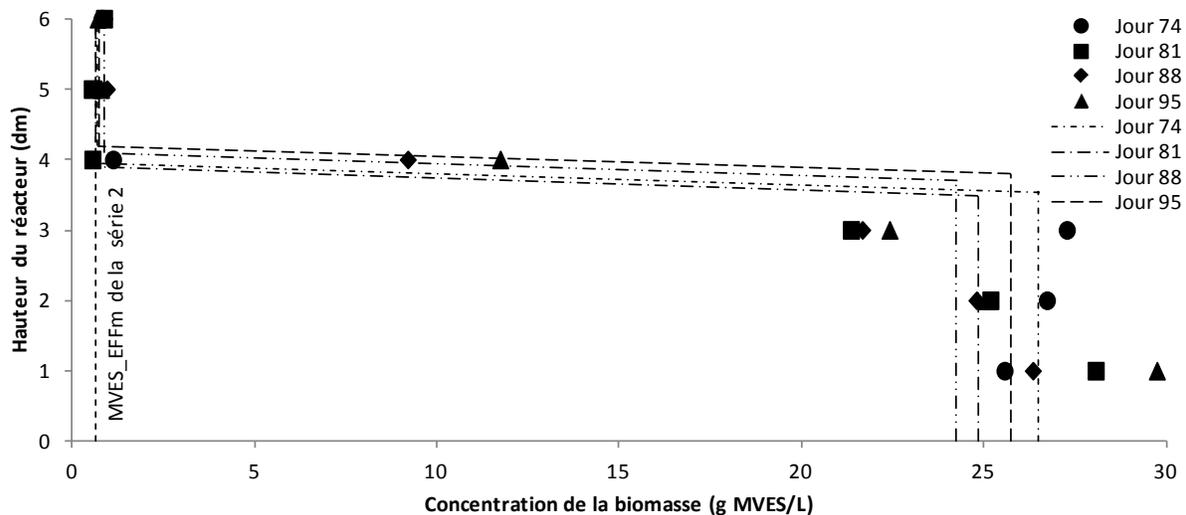


Figure 4-4 : Concentrations moyennes des boues anaérobies durant la série 2. Les lignes représentent la moyenne des boues anaérobies ainsi que l'interface du lit de boues. La concentration des MVES à la sortie du réacteur UASB est à $0,66 \pm 0,23$ mg MVES/L.

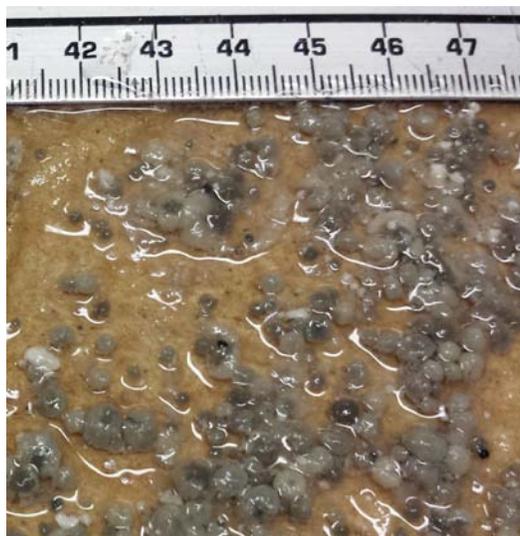


Figure 4-5 : Photo de boues granulaires (graduations de l'échelle en cm).

Tableau 4-7 : Composition des boues anaérobies pour l'ensemble des séries d'essais.

Fractions	Lit de boues		EFFm		Valeurs théoriques	Références/commentaires
	moyennes	±	moyennes	±		
	g/g	g/g	g/g	g/g		
f_{MVES_MES}	0,81	0,034	0,82	0,044	0,93	Comeau (2008)
f_{XDCO_MVES}	1,41	0,32	1,36	0,43	1,42	Calculé de $C_{60}H_{87}O_{23}N_{12}P$
f_{XNTK_MVES}	0,086	0,023	0,14	0,11	0,12	Calculé de $C_{60}H_{87}O_{23}N_{12}P$
f_{XPT_MVES}	0,025	0,0067	0,045	0,016	0,023	Calculé de $C_{60}H_{87}O_{23}N_{12}P$
$f_{H\&G_MVES}$	0,010	0,0054	0,091	0,045	0,090	Metcalf & Eddy, AECOM (2014) adapté de Madigan et al. (2012)

4.2.3.2 Évolution et production des boues méthanogènes

L'évolution du lit de boues a été mesurée pour déterminer le ratio F/M ainsi que sa croissance. Le lit de boues est utilisé pour représenter les boues anaérobies totales du réacteur UASB puisque celui-ci représentait 98 % de la masse totale des MVES de la série 2 à cause des faibles concentrations des MVES dans la couverture de boues et représentait environ 50 % du volume liquide (Figure 4-4). Le lit de boues a été mesuré pendant les essais 2, 4, 7, 8 et 9 et à la fin de la série 6 (Figure 4-6 et Figure 4-7). Les variations du lit de boues peuvent être expliquées du fait que l'interface de celle-ci n'est pas de niveau et peut varier jusqu'à 3 cm d'un côté à l'autre du réacteur (ex. jour 340 à la Figure 4-7). Ces variations peuvent aussi être expliquées en partie par des erreurs d'échantillonnage. La P_{X_MVES} est de 0,40 g MVES/d pour les séries 2 et 7 et de 0,43 g MVES/d pour les séries 4, 8 et 9. Afin de déterminer la production des boues anaérobies du lit de boues, la masse totale de celle-ci a été prise durant plusieurs séries pour être en mesure de minimiser l'erreur. Le pourcentage des boues anaérobies à l'effluent par rapport aux boues anaérobies produites est d'environ 75 % pour les séries stables et le TRB est approximativement 100 jours (Tableau 4-8). Les résultats démontrent une croissance des boues anaérobies du lit de boues du réacteur UASB pour les séries stables.

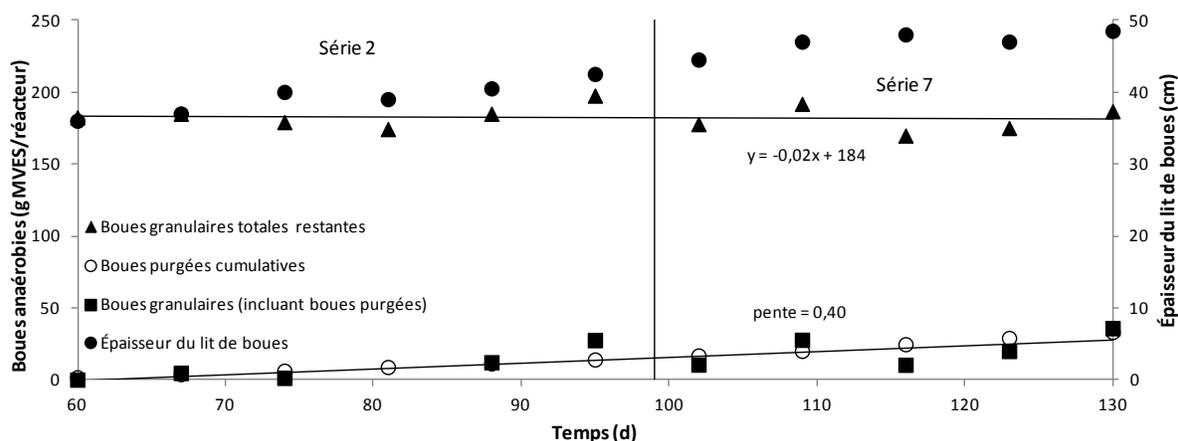


Figure 4-6 : Évolution du lit de boues pendant les séries 2 et 7.

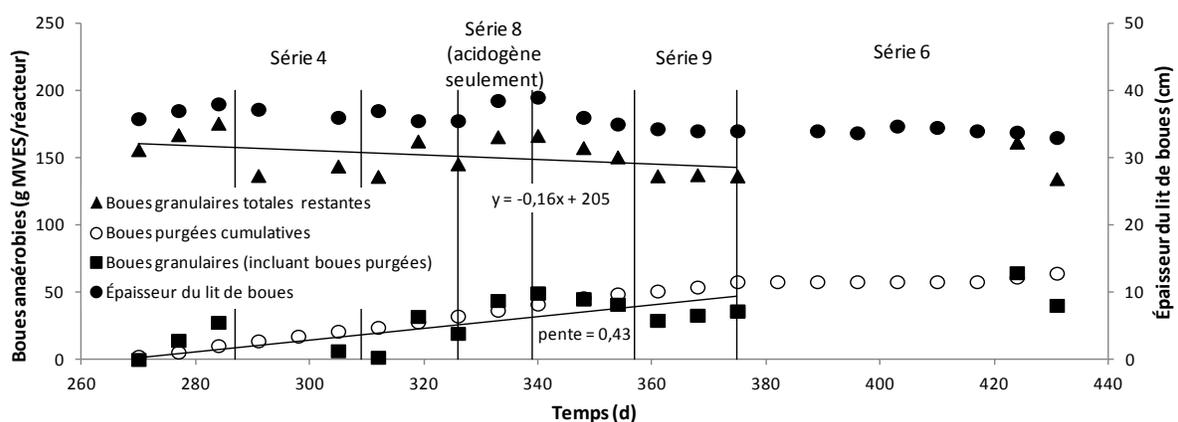


Figure 4-7 : Évolution du lit de boues pendant les séries 4, 6, 8 et 9.

Tableau 4-8 : Production des boues anaérobies.

Séries	Boues granulaires			Boues à l'effluent	Boues produites	F_{EFFm_MVES}/P_{X_MVES}		
	Processus	N°	H&G _{AFF} mg/L	M_{MVES} g	P_{BIO_MVES} g MVES/d	F_{EFFm_MVES} g MVES/d	P_{X_MVES} g MVES/d	TRB %
Acido-UASB	2	320	182	0,40	1,2	1,58	75%	115
Acido-UASB	7	850	182	0,40	1,1	1,46	73%	125
Acido-UASB	9	1400	146	0,43	1,4	1,79	76%	82

Note : Les résultats des boues anaérobies ne sont pas présentés pour les séries 1.2 et 6 puisque des régimes stables n'ont pas été atteints.

4.2.3.3 Boues acidogènes

Les MES du réacteur acidogène sont constituées de boues acidogènes et des MES non dégradables de l'affluent. Ces MES étaient blanches, formaient des floccs de 3 mm et s'attachaient facilement aux parois des boyaux et des réacteurs. En raison de cette formation de floccs, les MES de l'effluent acidogène décantaient (Section 4.3).

4.2.4 Résultats des séries d'essais

Plusieurs essais ont été analysés sur le réacteur UASB avec différentes configurations et différents ratios de F/M. Les performances du réacteur UASB seul ont été analysées pendant les séries 1.1, 1.2 et 6, celles du système acido-UASB durant les séries 2, 4, 7 et 9 et celles du réacteur acidogène durant les mêmes séries que le système acido-UASB en plus des séries 3, 5 et 8. Les Figure 4-8 et Figure 4-9 présentent l'évolution de la CO, les concentrations de la DCO à l'affluent et à l'effluent, la concentration des MVES à l'effluent et le rendement de la DCO.

4.2.4.1 Performance du réacteur UASB seul

Les séries d'analyses du réacteur UASB seul ont pour but de déterminer la capacité de traitement maximale du réacteur. La série 1.1 a permis d'atteindre un régime stable à un ratio F/M de 0,24 g DCO g MVES⁻¹ d⁻¹ et d'avoir un rendement de la DCO de 93 % (Figure 4-8 et Figure 4-10). Une augmentation du ratio F/M à 0,30 g DCO g MVES⁻¹ d⁻¹ au réacteur UASB seul pendant la série 1.2 a causé une augmentation de la concentration des MVES à l'effluent de 800 à 3000 mg MVES/L provoquant une surcharge. Le rendement de la DCO du réacteur UASB a rejoint 80 % après 14 jours d'opération et le flux des MVES à l'effluent (F_{EFF_MVES}) a atteint 6,7 g MVES/d soit environ quatre fois plus élevé que la production des boues produites des séries en chémostat. L'hypothèse suivante a été posée afin d'expliquer l'effet de la surcharge sur la perte des boues granulaires : une augmentation de la production de biogaz résulte en une accumulation de biogaz à l'intérieur de chaque granule plus rapidement que le biogaz peut s'échapper, produisant une flottation des boues granulaires ainsi que leur perte à l'effluent. Puisque la série 1.2 était en surcharge, la série 1.1 était donc à la capacité maximale du réacteur UASB de ce projet et cette capacité de traitement correspond à celle identifiée par

Lettinga et al. (1991) basée sur une concentration moyenne des boues anaérobies des réacteurs UASB de 25 g MVES/L.

La série 6 était en surcharge aussi puisque le rendement de la DCO a rejoint 64 % après 55 jours d'opération (Figure 4-9). Cette série a été réalisée après la série 9, une série d'analyse du système acido-UASB en chémostat. La concentration des MVES à l'effluent du réacteur UASB a augmenté de 800 à 7000 mg MVES/L. Ce ratio F/M de 0,34 g DCO g MVES⁻¹ d⁻¹ est une surcharge du réacteur UASB avec un ajout de H&G. Cette série d'essais valide en partie que la biomasse n'a pas amélioré sa capacité de traitement depuis les séries 1.1 et 1.2. La pertinence de cet essai est que la série 9 qui la précédait était stable avec un ratio F/M équivalent; cependant, dès que le réacteur acidogène a été contourné, la performance du réacteur UASB a chuté et celui-ci est devenu surchargé.

4.2.4.2 Performance du système acido-UASB

Le ratio F/M ainsi que la concentration des H&G ont été augmentés pour déterminer si la CV maximale du réacteur UASB pourrait être améliorée. La série 2 ne détermine pas que le réacteur acidogène a amélioré le ratio F/M maximal puisque celui-ci n'a pas dépassé la capacité de traitement maximale du réacteur UASB de ce projet (Figure 4-10). Cependant les séries 4, 7 et 9 étaient stables avec les ratios F/M de 0,34, 0,28 et 0,29 g DCO g MVES⁻¹ d⁻¹ respectivement tandis que le réacteur UASB a pu être en chémostat au ratio F/M de 0,24 et n'était pas stable au ratio F/M de 0,30 g DCO g MVES⁻¹ d⁻¹. La série 9 elle a pu être opérée à un ratio F/M de 0,29 g DCO g MVES⁻¹ d⁻¹ et à une concentration de 1400 mg H&G/L, ce qui est environ cinq fois plus élevé que celle des affluents sans ajout de H&G. Le réacteur acidogène en amont du réacteur UASB stabilisait le réacteur UASB à un ratio F/M plus important et à une concentration de H&G plus élevée.

4.2.4.3 Performance du réacteur acidogène

La production des AGV du réacteur acidogène augmente avec la croissance du pH jusqu'à au moins un pH de 6,0 (Figure 4-11). Cette production est faible à un pH plus bas que 4,0 en raison d'une inhibition importante de l'activité microbienne. Il n'y a pas de réduction des H&G ni de production de CH₄ par rapport au réacteur acidogène. Le réacteur acidogène a donc

essentiellement servi à augmenter la fraction d'AGV en unité DCO par rapport à la DCO ($f_{AGV(DCO)_{DCO}}$) de l'affluent du réacteur UASB.

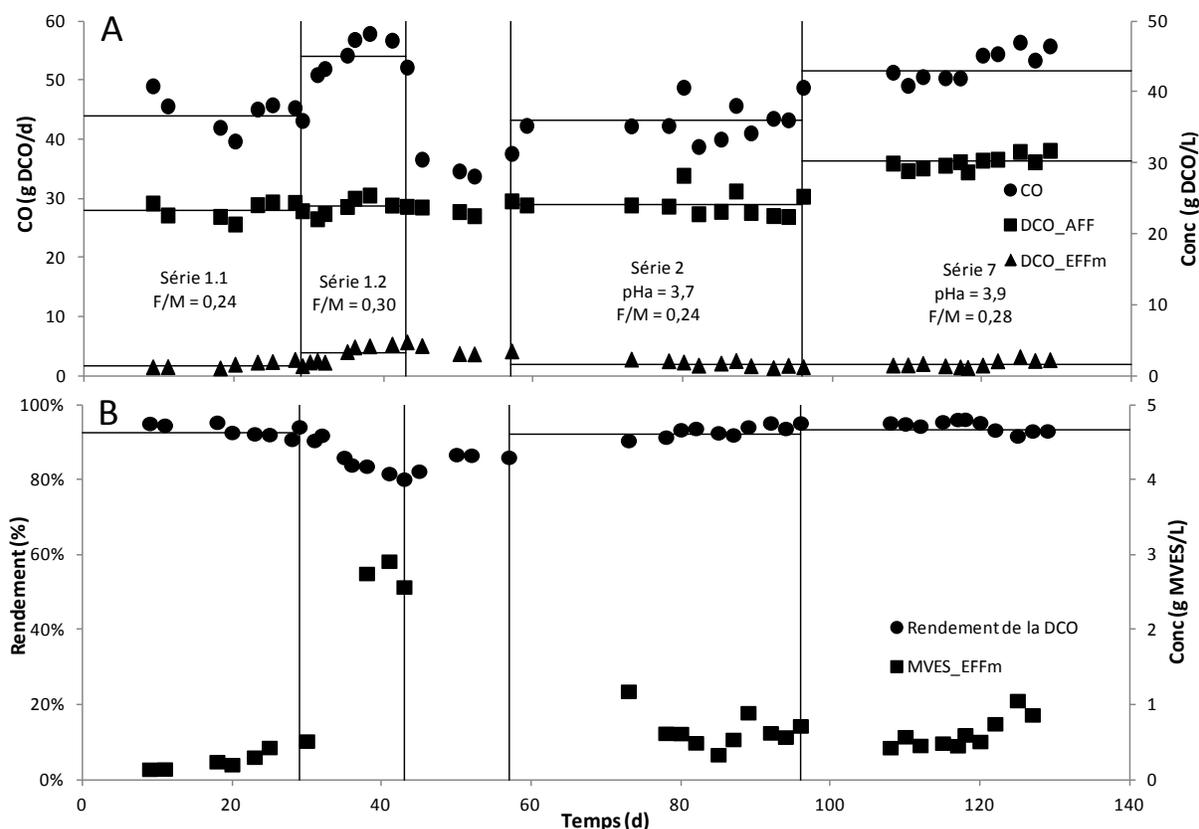


Figure 4-8 : Évolution des CO et des concentrations des essais 1.1, 1.2, 2 et 7.

Panneau A – CO et concentrations de l'affluent et de l'effluent. Panneau B – concentrations des MVES de l'effluent et les rendements de la DCO. Les moyennes de chaque essai sont présentées par des lignes horizontales. Les concentrations et les moyennes de l'effluent acidogène ne sont pas présentées puisqu'elles sont superposées par les points de l'affluent. Le pH du réacteur UASB est de $6,8 \pm 0,1$ si non identifié autrement. Les unités du ratio F/M sont en $\text{g DCO g MVES}^{-1} \text{d}^{-1}$.

4.3 Décantation des boues de l'effluent de réacteurs acidogènes

Les résultats des études de décantation des boues de l'effluent de réacteurs acidogènes sont présentés ci-après.

4.3.1 Essais en cylindre gradué

Les résultats de la décantation des boues de l'effluent du réacteur acidogène en cylindres gradués de 250 mL sont présentés au Tableau 4-9 et à la Figure 4-12. Le surnageant a été

analysé pour les concentrations de H&G aux différents temps de décantation. Les résultats après 24 heures ont été utilisés pour étudier l'impact de la remise en suspension des H&G décantées; ce qui ne s'était pas produit. Deux essais ont été réalisés pour la décantation avec le temps d'écoulement d'une heure et quatre essais pour le temps d'écoulement de 24 heures. Pendant ces analyses de décantation, il n'y a eu aucune matière flottante. Après une heure de décantation, la concentration des H&G a été réduite de $48 \pm 15,6$ % et après 24 heures de $71 \pm 5,2$ %.

4.3.2 Essai en colonne

Cette étude a été réalisée avec une colonne de 50 L et de 2,2 m de hauteur (Figure 3-4). Les concentrations initiales de l'affluent étaient de 7040 mg DCO/L, 870 mg MES/L et 363 mg H&G/L. Après une heure de décantation, la concentration moyenne des MES du surnageant était de 378 mg/L donnant une réduction de 57 % tandis que celle des H&G a été réduite de 63 % (Figure 4-12 et Figure 4-13). Les boues se sont épaissies approximativement de 20 % de 35 min à 3 heures (Figure 4-14 et Figure 4-15). La concentration finale des boues était de 2030 mg H&G/L et son niveau final de 15 cm représentant 6,7 % du volume total initial.

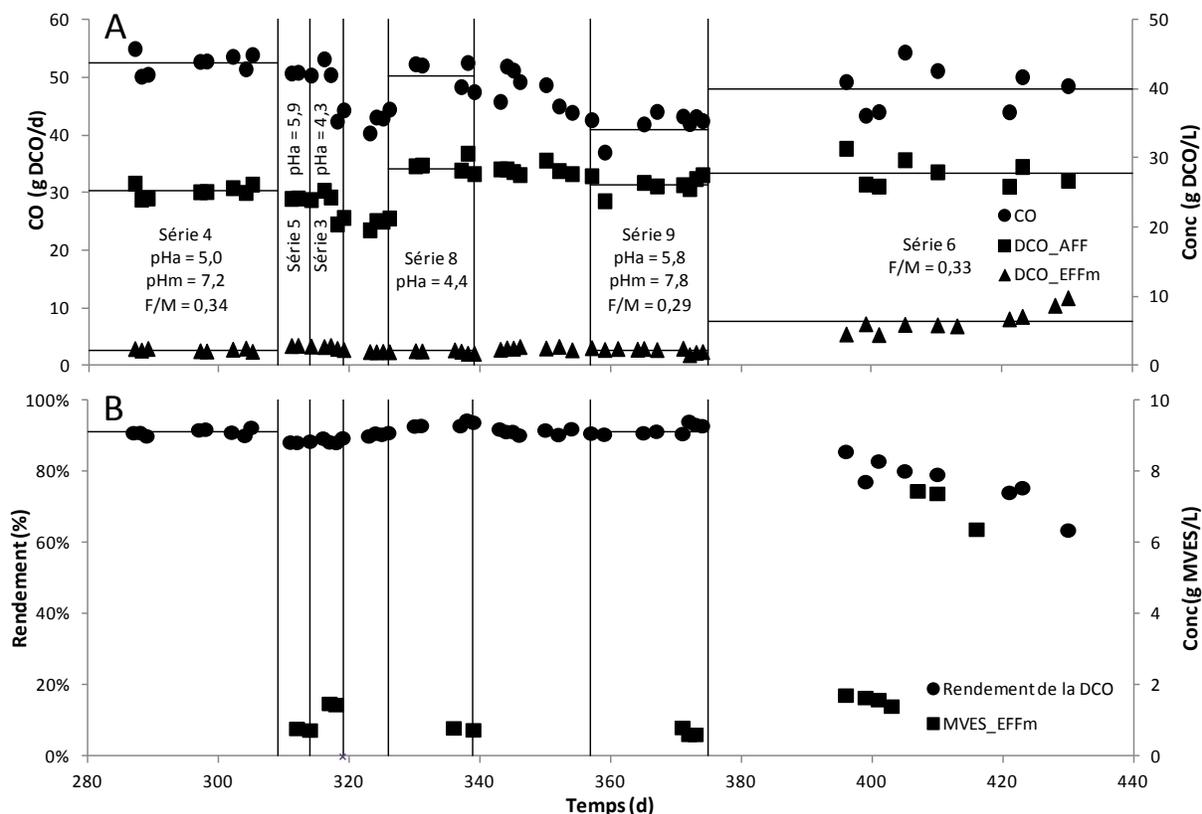


Figure 4-9 : Évolution des CO et des concentrations des essais 3, 4, 5, 6, 8 et 9 (Figure 4-8 pour les commentaires).

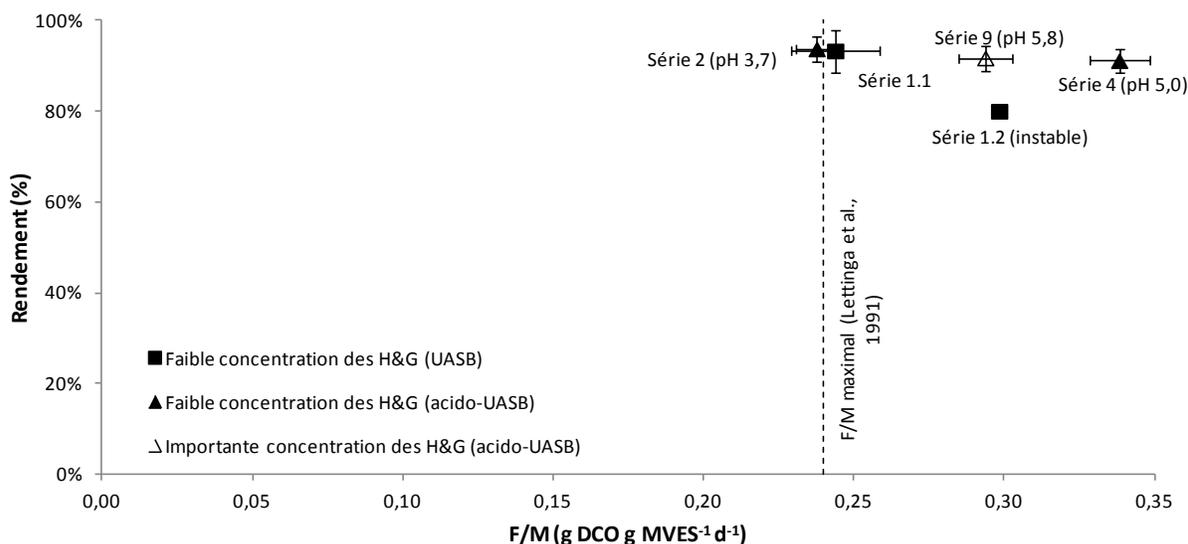


Figure 4-10 : Rendement de la DCO des séries d'essais des analyses avec et sans réacteur acidogène. Les barres d'erreur sont les erreurs des bilans de masse de la DCO. Les pH sont les pH du réacteur acidogène.

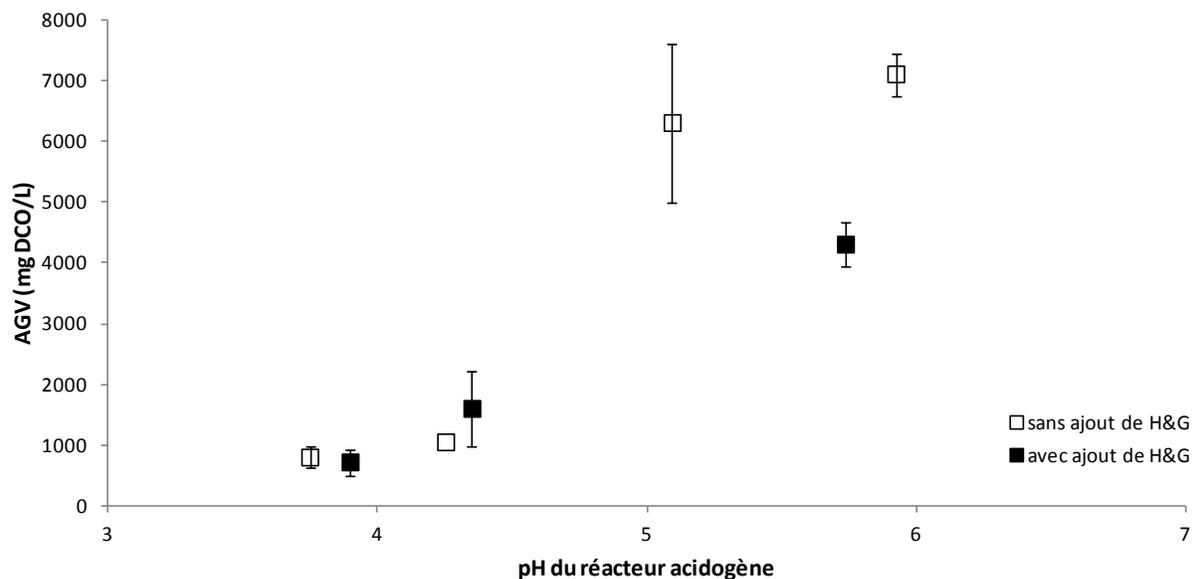


Figure 4-11 : Relation entre le pH et les concentrations des AGV du réacteur acidogène. Les barres d'erreur sont les écarts-types des concentrations des AGV.

Tableau 4-9 : Décantation en cylindres gradués de 250 mL. Le pH était à 4,5 et la température à 23°C. Le surnageant est le liquide par dessus les MES décantées.

Composante	Temps écoulé h	H&G initiales		Surnageant		Rendement %
		mg H&G/L	±	mg H&G/L	±	
H&G	0,5	296	na	196	na	34
	1	284	29	148	29	48
	24	245	18	72	13	71

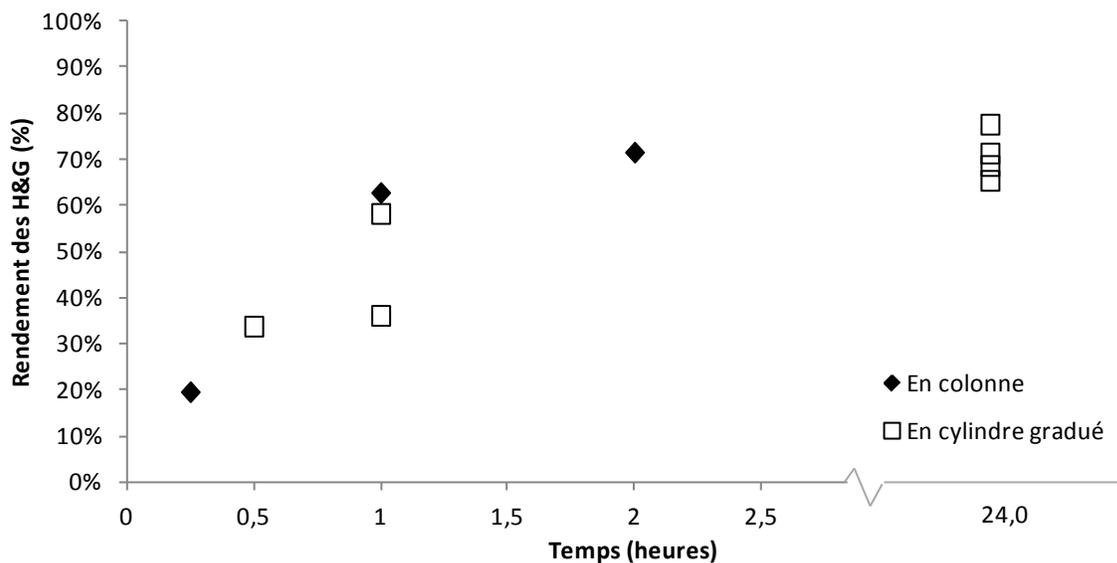


Figure 4-12 : Décantation en cylindres gradués de 250 mL et en colonne. La concentration du surnageant en colonne est une moyenne des cinq points d'échantillonnage supérieurs (C, D, E, F et G).

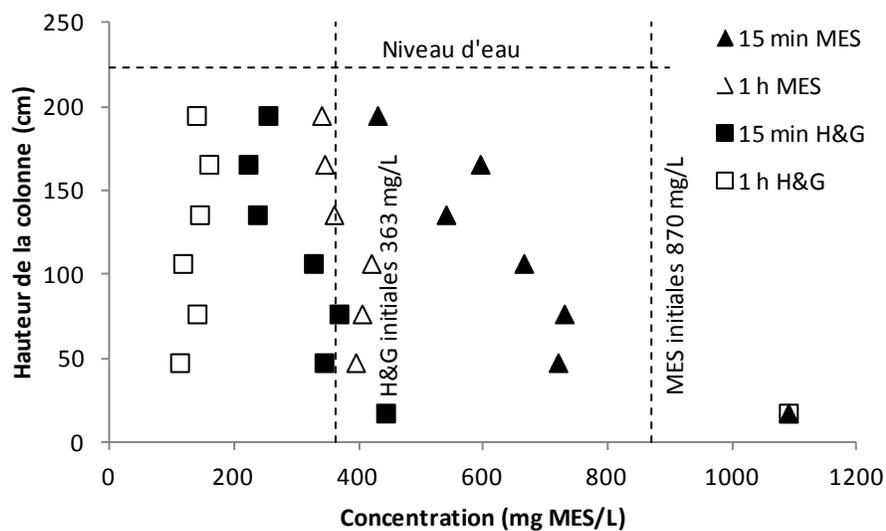


Figure 4-13 : Décantation en colonne. Le pH était à 5,11 et la température à 21°C.

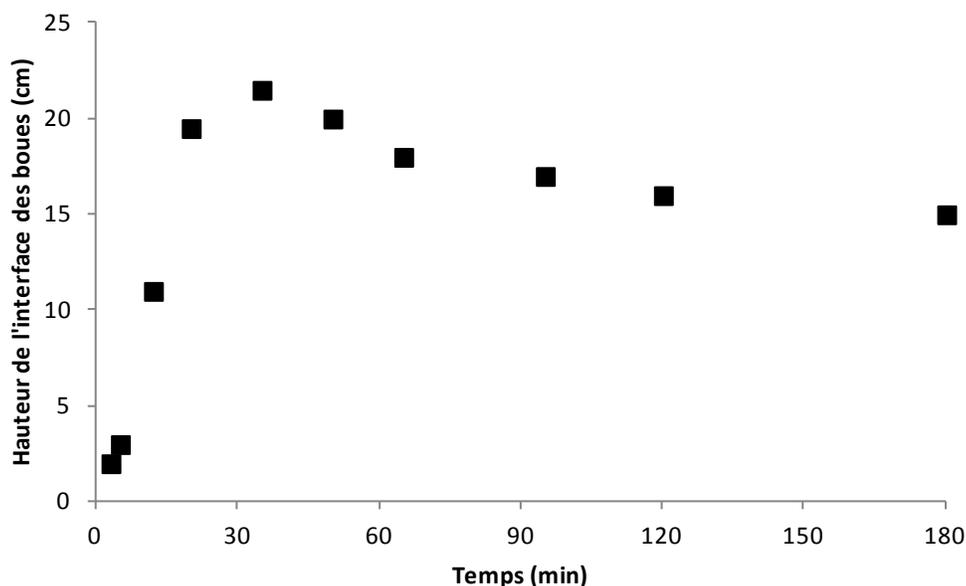


Figure 4-14 : Évolution de la surface des boues de la décantation en colonne.



Figure 4-15 : Décantation des boues au fond de la colonne. La photo de gauche est prise après 45 min et celle de droite après 3 heures.

4.4 Scénarios d'optimisation des StaRRE de fromagerie

Il y a cinq options d'optimisation dont deux options avec l'opération de l'aéroflottateur (options 1A et 1B) qui comportent des changements opérationnels mais ne nécessitent pas d'investissement en capital pour les StaRRE de la Fromagerie des Basques et la Laiterie Charlevoix (Tableau 4-10 et Tableau 4-11). Pour l'analyse économique seuls le débit et la caractérisation de l'effluent de la Fromagerie des Basques ont été utilisés puisque ceux-ci sont similaires à ceux de l'effluent de la Laiterie Charlevoix.

L'option 1A, qui comporte l'opération optimisée de l'aéroflottateur, est une option aussi coûteuse que l'option de l'opération aléatoire de l'aéroflottateur et de l'ajout des boues granulaires (option 1B) en raison des analyses de laboratoire externe pour l'optimisation du rendement de l'aéroflottateur. Les coûts actualisés sont à 261 800 \$.

L'option 1B, qui est présentement en application, est de simplement ajouter des boues granulaires au besoin avec une opération aléatoire de l'aéroflottateur. Ces coûts semblent très faibles annuellement mais actualisés sur 20 ans cette option est aussi coûteuse que l'option 1A.

L'option 2 consiste en un remplacement de l'aéroflottateur par un décanteur. L'étude de décantation de cette option montre que les rendements sont similaires à ceux des aéroflottateurs mais l'opération d'un décanteur est beaucoup plus simple (Section 5.3). Les coûts actualisés sur 20 ans incluant ceux de la disposition des boues sont chiffrés à 72 100 \$ même avec un parcours des camions-citernes très court de 25 km. Ceci est dû aux coûts de remplissage et vidange des camions-citernes et de la disposition des H&G qui sont très importants comparés aux coûts de transport.

L'option 3, qui consiste en un remplacement de l'aéroflottateur par un réacteur acidogène, présente les coûts les plus faibles à 31 500 \$ notamment en raison des coûts d'énergie épargnés par la valorisation des H&G. À cause de la simplicité de son opération et de ses faibles coûts, cette option est la plus avantageuse.

L'option 4 consiste en un remplacement de l'aéroflottateur par un deuxième réacteur UASB pour augmenter la quantité de boues granulaires et ainsi réduire le ratio F/M. Les coûts actualisés à 136 000 \$ sont très importants en dépit des coûts d'énergie épargnés par la valorisation des H&G.

Le remplacement de l'aéroflottateur par un réacteur acidogène (option 3) est donc l'option favorisée.

Tableau 4-10 : Coûts de transport des camions-citernes et de la disposition des H&G. Le volume annuel de la disposition des H&G est de 110 m³ basé sur 1 % du débit de l'affluent de la StaRRE de la Fromagerie des Basques (La Roche, 2010).

Descriptions	Frais unitaires	Unités	Frais annuels	Unités
Remplissage des camions-citernes	10,2	\$/m ³	1120	\$/an
Transport (distance parcourue par les camions-citernes)	0,26	\$/km/m ³	28	\$/km/an
Vidange des camions-citernes	5,1	\$/m ³	560	\$/an
Frais de disposition	16,5	\$/m ³	1807	\$/an
	25	km	4 200 \$	
Coûts annuels à divers kilométrages	50	km	4 900 \$	
	100	km	6 300 \$	
	25	km	57 100 \$	
Coûts actualisés sur 20 ans à divers kilométrages	50	km	66 600 \$	
	100	km	85 600 \$	

Tableau 4-11 : Coûts capitalisés et frais d'exploitation des scénarios.

Scénarios d'optimisation/descriptions	Valeurs	Unités	Frais unitaires	Unités	Coûts de capitalisation	Frais d'exploitation annuels
1A. « Opération optimisée de l'aéroflottateur »						
Opération de l'aéroflottateur	260	h/an	40	\$/h	- \$	10 400 \$
Analyses de l'aéroflottateur	156	analyse/an	30	\$/analyse	- \$	4 680 \$
Disposition des H&G (25 km)	110	m ³ /an	Tableau 4-10		- \$	4 187 \$
Total des coûts					- \$	19 300 \$
Coûts actualisés sur 20 ans					262 000 \$	
1B. « Opération de l'aéroflottateur aléatoire et ajout de boues granulaires »						
Opération de l'aéroflottateur	65	h/an	40	\$/h	- \$	2 607 \$
Boues granulaires achetées	60	m ³	100	\$/m ³	- \$	6 000 \$
Boues granulaires transportées	60	m ³	109	\$/m ³	- \$	6 513 \$
Disposition des H&G (25 km)	110	m ³ /an	Tableau 4-10		- \$	4 187 \$
Total des coûts					- \$	19 300 \$
Coûts actualisés sur 20 ans					262 000 \$	
2. « Remplacement de l'aéroflottateur par un décanteur »						
Décanteur	12	m ³	250	\$/m ³	3 000 \$	- \$
Plomberie/instruments	48	h	150	\$/h	7 200 \$	- \$
Racleur	1	unité	5 000	\$/unité	5 000 \$	- \$
Disposition des H&G (25 km)	110	m ³ /an	Tableau 4-10		- \$	4 187 \$
Total des coûts					15 200 \$	4 200 \$
Coûts actualisés sur 20 ans					72 300 \$	
3. « Remplacement de l'aéroflottateur par un réacteur acidogène »						
Réacteur	1	unité	60 000	\$/unité	60 000 \$	- \$
Agitateur	1	unité	6 000	\$/unité	6 000 \$	- \$
Sonde pH	1	unité	1 600	\$/unité	1 600 \$	- \$
Plomberie	48	h	150	\$/h	7 200 \$	- \$
Valorisation des H&G					- \$	(3 186) \$
Total des coûts					74 800 \$	(3 200) \$
Coûts actualisés sur 20 ans					31 300 \$	- \$
4. « Remplacement de l'aéroflottateur par un réacteur UASB »						
Réacteur	1	unité	150 000	\$/unité	150 000 \$	- \$
Vanne de contrôle	4	unité	1 500	\$/unité	6 000 \$	- \$
Sonde de pression	4	unité	1 500	\$/unité	6 000 \$	- \$
Sonde de température	1	unité	500	\$/unité	500 \$	- \$
Sonde pH	1	unité	1 600	\$/unité	1 600 \$	- \$
Sonde de niveau	1	unité	1 000	\$/unité	1 000 \$	- \$
Réacheminer la plomberie	1	unité	4 000	\$/unité	4 000 \$	- \$
Pompe de soude	1	unité	3 000	\$/unité	3 000 \$	- \$
Pompe de recirculation	1	unité	7 200	\$/unité	7 200 \$	- \$
Valorisation des H&G					- \$	(3 186) \$
Total des coûts					179 300 \$	(3 200) \$
Coûts actualisés sur 20 ans					136 000 \$	

Note : La disposition des H&G est calculée à partir d'une distance parcourue par les camions-citernes de 25 km. La valorisation des H&G comprend les coûts d'énergie épargnés.

CHAPITRE 5 DISCUSSION

Les boues acidogènes et méthanogènes, les rendements et les capacités de traitement des réacteurs à l'échelle de laboratoire, la décantation des boues de l'effluent de réacteurs acidogènes et des scénarios d'optimisation des StaRRE sont discutés et comparés à la littérature dans ce chapitre.

5.1 Boues acidogènes et méthanogènes

5.1.1 Zones des boues méthanogènes

Les deux zones de boues soit le lit de boues « sludge bed » de la zone inférieure, soit la couverture de boues « sludge blanket » de la zone supérieure du réacteur UASB ont été identifiées par Yan et al. (1990). D'après leurs analyses, la plage de la concentration du lit de boues se situe entre 25 et 33 g MVES/L. Cette plage est représentative de la concentration moyenne de 25 g MVES/L du volume du liquide d'un réacteur UASB (Lettinga et al., 1991). La concentration du lit de boues de ce projet varie entre 9 et 34 g MVES/L pour une moyenne de $24 \pm 4,1$ g MVES/L (les concentrations de la série 2 sont présentées à la Figure 4-4). Cependant les concentrations autour de 10 g MVES/L sont faibles puisque ces concentrations représentent des échantillons pris près de l'interface du lit de boues. Donc, la plage de la concentration du lit de boues de ce projet, excluant les concentrations près de l'interface des boues, est plutôt entre 16 et 34 g MVES/L. Ces concentrations du lit de boues de ce projet sont dans la même plage que celles de la littérature.

La plage de la concentration de la couverture de boues est plus faible que celle du lit de boues. Cette première plage varie entre 1,5 et 5,0 g MVES/L en régime stable et peut augmenter jusqu'à 10 g MVES/L en surcharge (Yan et al., 1990). La plage de ce projet de la couverture de boues était entre 0,5 et 1,1 g MVES/L et celle de l'effluent du réacteur UASB était entre 0,1 et 1,2 g MVES/L pour les séries stables qui a augmenté jusqu'à 7,5 g MVES/L pour la série 6 lorsque le réacteur UASB était surchargé (Figure 4-9). Rappelons que la concentration de la couverture de boues était significativement égale à celle de l'effluent du réacteur. Ce projet comme celui de Yan et al. (1990) a identifié que les MVES de la couverture de boues sont homogènes indiquant une zone complètement mélangée en raison de la production de biogaz

parvenant de la zone inférieure (Section 4.2.3.1). Les résultats de ce projet démontrent que la concentration des MVES de la couverture de boues est plus faible durant les séries d'essais stables et augmente lorsque le réacteur UASB est surchargé comme l'affirment Yan et al. (1990).

Les systèmes de séparation tri-phasiques sont utilisés pour retenir les boues granulaires et non granulaires à l'intérieur du réacteur UASB et augmenter le TRB. Ces systèmes peuvent être simples et peu coûteux, cependant il reste encore de la recherche à faire dans ce domaine (Lettinga et al., 1991). La concentration moyenne des boues anaérobies à l'intérieur du réacteur UASB augmente en fonction de l'efficacité du système de séparation tri-phasique (Cavalcanti et al., 2002). Le système de séparation tri-phasique du projet de Hwang et al. (1992) est efficace puisque la concentration des MVES de la couverture de boues est plus importante qu'à l'effluent de leur réacteur UASB. À l'inverse, le réacteur UASB de laboratoire pour ce projet n'avait pas un séparateur tri-phasique efficace (Section 4.2.3.1).

5.1.2 Production des boues méthanogènes

La production des boues méthanogènes mesurée lors de ce projet est présentée à la Figure 5-1 avec les paramètres cinétiques obtenus de la littérature. Les paramètres maximaux du coefficient de respiration endogène (k_d) et du coefficient de synthèse (Y) sont de $-0,02 \text{ g MVES g MVES}^{-1} \text{ d}^{-1}$ et de $0,10 \text{ g MVES/g DCO}$ respectivement pour les réacteurs CSTR anaérobie (Metcalf & Eddy, AECOM, 2014). Les paramètres de k_d et Y du réacteur UASB sont de $-0,016 \text{ g MVES g MVES}^{-1} \text{ d}^{-1}$ et de $0,058 \text{ g MVES/g DCO}$ respectivement (Yan et al., 1990). D'autres paramètres du réacteur UASB sont de $-0,022 \text{ g MVES g MVES}^{-1} \text{ d}^{-1}$ et de $0,153 \text{ g MVES/g DCO}$ respectivement (Hwang et al., 1992). La production des boues méthanogènes de ce projet est dans la plage des paramètres cinétiques de la littérature pour les réacteurs UASB et est proche des paramètres maximaux pour les réacteurs CSTR.

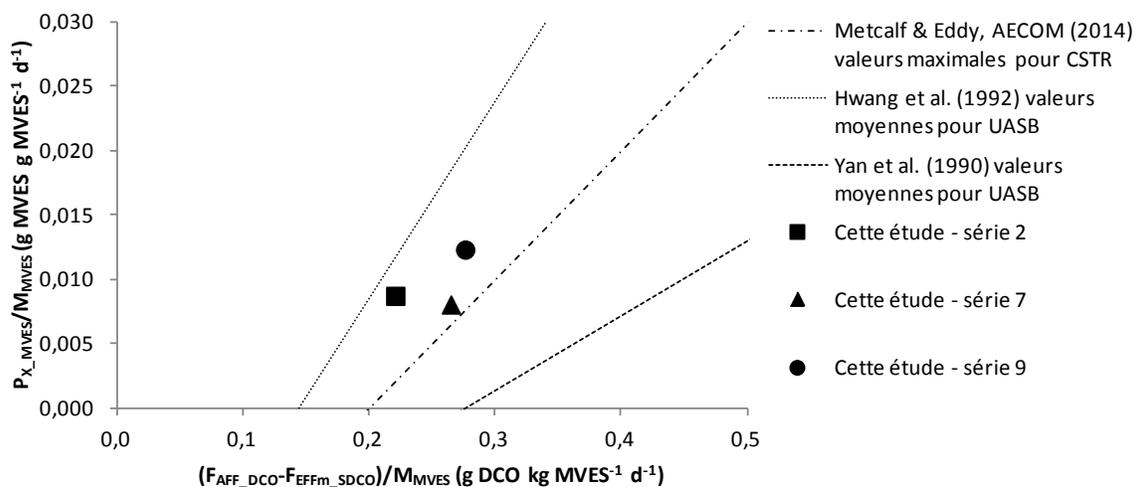


Figure 5-1 : Effet de la DCO consommée sur la production des boues méthanogènes.

5.1.3 Fractionnement des boues méthanogènes

Les f_{MVES_MES} moyennes de toutes les séries d'essais du lit de boues et de l'effluent du réacteur UASB sont similaires à celles de la littérature. Les f_{MVES_MES} des boues méthanogènes du lit de boues sont de $0,81 \pm 0,03$ et celles des boues de l'effluent sont de $0,82 \pm 0,04$ (Tableau 4-7). Rappelons que la concentration de la couverture de boues est significativement égale à celle de l'effluent du réacteur (Section 4.2.3.1). La f_{MVES_MES} théorique de la biomasse est de 0,93 basée sur les éléments fondamentaux d'une bactérie (Comeau, 2008). La fraction utilisée par EnviroSim Associates Ltd. (2013) est de 0,92 tandis que celle utilisée par Metcalf & Eddy, AECOM (2014) est de 0,85 avec une plage de 0,80 à 0,90. Les moyennes des f_{MVES_MES} de ce projet sont plus faibles que celles de la théorie, cependant elles sont similaires à la plage recommandée par Metcalf & Eddy, AECOM (2014). Ce qui réduit la f_{MVES_MES} est une augmentation des matières en suspension inorganiques (MIES). Les MIES de ce projet parviennent en partie de l'affluent, représentant environ 3 % de l'affluent, et des précipités de struvite et d'hydroxylapatite retrouvés dans les boues méthanogènes du lit de boues d'après les analyses de rayons X (Section 4.2.1.3).

Les $f_{X_{DCO_MVES}}$ moyennes de toutes les séries d'essais des boues méthanogènes représentent les fractions de la biomasse théorique et ceux de la littérature. Les $f_{X_{DCO_MVES}}$ ont été mesurées par Kim et al. (2004) à $1,41 \pm 0,37$ g X_{DCO} /g MVES pour un système acido-UASB et à $1,42 \pm 0,31$ g X_{DCO} /g MVES pour un réacteur UASB seul. La $f_{X_{DCO_MVES}}$ théorique basée sur la formule

empirique de la biomasse ($C_5H_7O_2N$) est de $1,42 \text{ g } X_{\text{DCO}}/\text{g MVES}$ (Tableau 4-7). La $f_{X_{\text{DCO}}_{\text{MVES}}}$ des boues méthanogènes du lit de boues de ce projet était de $1,41 \pm 0,32 \text{ g } X_{\text{DCO}}/\text{g MVES}$ et celle des boues à l'effluent était de $1,36 \pm 0,43 \text{ g } X_{\text{DCO}}/\text{g MVES}$. Les $f_{X_{\text{DCO}}_{\text{MVES}}}$ de ce projet représentent bien les fractionnements de la littérature et les écarts-types sont aussi importants que ceux des boues granulaires du réacteur UASB de Kim et al. (2004).

5.1.4 Boues acidogènes

Les boues acidogènes sont typiquement blanches, peuvent être en flocons et semblent avoir de bonnes propriétés de décantation. À un pH plus élevé que 5,0, on peut observer des boues noires qui indiquent une présence de bactéries sulfatoréductrices (SRB) (Kisaalita et al., 1987; Toerien et al., 1968 cité par Kisaalita et al., 1987). Cette même observation a été faite de l'effluent acidogène de ce projet sauf qu'à un pH élevé les boues noires n'ont pas été observées.

5.1.5 Présence de composés inorganiques

Des précipités peuvent s'accumuler sur la surface et à l'intérieur des granules et changer la densité et la structure de celles-ci. Une concentration importante de calcium dans l'affluent forme des précipités de calcite (CaCO_3) et de monétite (CaHPO_4) sur les boues granulaires, les parois de réacteurs et les tuyaux. La struvite ($\text{NH}_4\text{MgPO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) peut se produire en digesteurs en raison d'importantes concentrations de magnésium et d'ammoniaque dans le réacteur (Lettinga et al., 1991). L'analyse aux rayons X réalisée sur un échantillon des boues granulaires de ce projet détermine qu'il y a des précipités de struvite et d'hydroxylapatite mais leurs quantités sont inconnues (Section 4.2.1.3).

5.2 Synthèse des séries d'essais

5.2.1 Réacteurs UASB et systèmes acido-UASB

Les résultats des séries de ce projet sont comparés aux résultats de réacteurs UASB à l'échelle de laboratoire dans la littérature (Jeganathan et al., 2006; Kim et al., 2004; Yan et al., 1988, 1990) (Figure 5-2). Deux concentrations de lactosérum dilué sont la composition des affluents du projet de Yan et al. (1988, 1990). Des eaux usées de l'industrie de l'équarrissage ont été

utilisées pour l'affluent du projet de Jeganathan et al. (2006). Un affluent d'eau synthétique de glucose et un mélange de H&G (acides palmitique, stéarique, oléatique et linoléatique) a été utilisé (Kim et al., 2004). La comparaison se fait sur le rendement de la DCO par rapport à la CV puisque ces projets de la littérature utilisent cette dernière et non le ratio F/M. Cependant la masse ou tout au moins le volume du lit de boues devrait être utilisé pour représenter les boues anaérobies totales du réacteur UASB puisque celles-ci représentent 98 % de la masse totale durant la série d'essais 2 du réacteur UASB (Figure 4-4). Metcalf & Eddy (2003) explique que le volume effectif du réacteur UASB est le lit de boues et non le volume du liquide. De plus, les taux de réactions biologiques spécifiques sont basés sur les boues anaérobies (Angelidaki et al., 2009).

5.2.1.1 Rendements de la DCO

Les rendements de la DCO des séries stables de ce projet sont comparables à ceux de la littérature. Durant les essais en régime stable, Yan et al. (1988) ont des rendements de la DCO de 92 % à 99 % et ceux de Kim et al. (2004) de 95 % à 97 %. Tous les rendements de Jeganathan et al. (2006) sont en régime stable de 86 % à 94 %. Les rendements de ce projet pour les séries stables sont de 91 % à 94 % et sont comparables à ceux de la littérature.

5.2.1.2 Capacité de traitement des réacteurs UASB et des systèmes acido-UASB

Au-delà de la CV maximale des réacteurs UASB, la perte des boues à l'effluent du réacteur UASB peut se produire rapidement ou graduellement. La CV maximale du réacteur UASB de l'étude de Kim et al. (2004) est évidente puisque le rendement de la DCO descend très rapidement après le dépassement de la CV de 2,2 g DCO L⁻¹ d⁻¹ pour leur réacteur UASB seul et après celui de la CV de 2,3 g DCO L⁻¹ d⁻¹ pour leur système acido-UASB. La CV maximale d'un réacteur UASB de l'étude de Yan et al. (1988) à la concentration de l'affluent de 21 g DCO/L n'a pas été atteinte. Lors de leur deuxième étude à la concentration de 41 g DCO/L, elle est de 6,0 g DCO L⁻¹ d⁻¹. Cette CV maximale n'est pas aussi évidente que celle de Kim et al. (2004), mais au-delà de la CV maximale la production de CH₄ est réduite et la concentration de l'effluent augmente ainsi que celle des AGV (Yan et al., 1988). La CV maximale n'a pas été atteinte dans les deux séries de Jeganathan et al. (2006) car elle est de 2,3 et 3,4 g DCO L⁻¹ d⁻¹ pour des TRH de 1,3 et 5,0 jours respectivement. La CV des affluents ayant une concentration

de 9 à 18 g DCO/L est de 6 g DCO L⁻¹ d⁻¹ ce qui correspond aussi à la CV maximale de Yan et al. (1988) traitant du lactosérum dilué à une concentration de 41 g DCO/L. (Lettinga et al., 1991) (Figure 5-2).

La CV maximale de ce projet est de 3,3 g DCO L⁻¹ d⁻¹ pour le réacteur UASB seul. Le système acido-UASB a opéré en régime stable à la CV de 4,0 g DCO L⁻¹ d⁻¹ même avec un ajout de H&G. La CV maximale de ce projet était plus élevée que celle du réacteur de Kim et al. (2004), cependant plus faible que celle du réacteur de Yan et al. (1988) à une concentration de l'affluent de 41 g DCO/L. Les CV maximales de Kim et al. (2004) qui sont plus faibles que les autres peuvent être expliquées par la fraction des H&G par rapport à la DCO ($f_{H\&G_DCO}$) de l'affluent très élevée. Ce qui peut expliquer la différence entre la CV maximale de ce projet et celles de Yan et al. (1988) et de Lettinga et al. (1991) est qu'il peut y avoir une plus grande quantité de boues granulaires dans leur réacteur UASB que dans celui de ce projet puisque le volume du lit de boues du réacteur UASB de ce projet est seulement à 50 % du volume liquide du réacteur et pourrait être à environ 80 %.

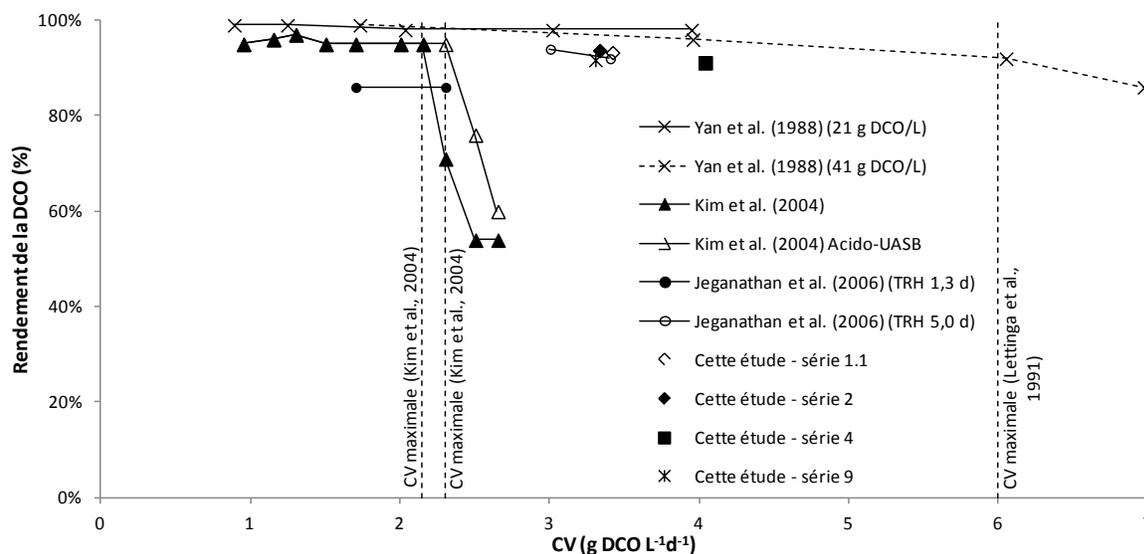


Figure 5-2 : Rendement de la DCO de réacteurs UASB dans la littérature et de ce projet. Tous les réacteurs de la littérature sont des réacteurs UASB si non identifiés autrement.

5.2.1.3 Augmentation de la CO à cause du réacteur acidogène

Il y a seulement quelques études dans la littérature qui comparent le réacteur UASB au système acido-UASB traitant des eaux usées de fromageries ou de laiteries. Le pourcentage de l'amélioration de la CV du réacteur UASB de Kim et al. (2004) est de 7 % ayant une

importante $F_{H\&G(DCO)_{DCO}}$. Le TRH représentant le taux d'utilisation du substrat d'un réacteur CSTR anaérobie méthanogène a pu être réduit de 40 % en prétraitant l'affluent dans un réacteur acidogène tout en gardant le rendement de la DCO totale à un minimum de 93 % (Yang et al., 2003) (Tableau 2-6). Le système acido-UASB a permis d'opérer en chémostat à une CV de 18 % plus élevée que la CV maximale du réacteur UASB seul pour la série 4. En prenant en compte le ratio F/M à la place de la CV, le système acido-UASB a permis d'opérer en chémostat à un ratio F/M de 39 % plus élevé que le ratio F/M maximal du réacteur UASB seul et aussi à un ratio F/M de 20 % plus élevé même avec une augmentation de la concentration des H&G dans l'affluent. Les résultats de la littérature confirment les résultats de ce projet utilisant un réacteur acidogène en amont.

5.2.2 Réacteur acidogène

Diverses analyses ont été faites dans la littérature dans le but de trouver l'acidification optimale des réacteurs acidogènes à divers pH, température et TRH (Tableau 5-1) qui n'était pas le but de ce projet. Le pH optimal pour un réacteur acidogène à la température de 35°C et à un TRH de 20 heures est entre 6,0 et 6,5 et l'acidification est faible pour les pH inférieurs à 4,8 (Kisaalita et al., 1987). Le TRH, la température et le pH pour la production optimale d'acide acétique sont de 10 heures, 54°C et 6,0 respectivement (Yang et al., 2003). L'acidification à un TRH de 12 heures, une température de 37°C et un pH de 6,0 est de 42 % pour un affluent des eaux usées de production de café d'une concentration de 10 g DCO/L (Alexiou et al., 1994). Des eaux usées à une concentration de 20 g DCO/L à un TRH du réacteur acidogène de 24 heures, une température de 35°C et un pH de 5,7 ont été analysées et l'acidification est de 50 % (Yilmazer et al., 1999). Le pourcentage de l'acidification le plus important mesuré de ce projet est de 33 % à un pH de 5,9 pour la série 5, cependant l'acidification optimale n'a pas été recherchée. Les plus importantes fractions des AGV du réacteur acidogène ont un pH autour de 6,0.

Une recommandation pour optimiser la performance des réacteurs UASB est que les réacteurs acidogènes aient une fraction des AGV en unités DCO (AGV_{DCO}) par rapport à la DCO soluble à l'effluent (S_{DCO_AFF}) entre 20 % et 40 % (Lettinga et al., 1991) ou entre 40 % à 50 %

(Alexiou et al., 1994). Ce projet a permis d'observer des augmentations de capacité importantes du réacteur UASB avec une fraction entre 20 % et 30 % pour les séries d'essais 4 et 9.

Le catabolisme des glucides, des protéines et des H&G dépend de la réaction favorable dans un réacteur acidogène. Les glucides sont favorables donc une grande partie de ceux-ci sont catabolisés dans les réacteurs acidogènes (Thauer et al., 1977). Le catabolisme des protéines dépend d'une relation syntrophique pour l'acidification des différents acides aminés (Fox et al., 1994). Une étude démontre que 30 % des protéines du lait sont hydrolysées et acidifiées dans des réacteurs acidogènes (Hanaki et al., 1987). Pour ce qui est des H&G, la dégradation par le processus β -oxydation n'est pas favorable dans un réacteur acidogène (Fox et al., 1994). La dégradation des AGLC est négligeable dans un réacteur acidogène ce qui valide les résultats de ce projet (Hanaki et al., 1981).

Aucun rapport dans la littérature ne quantifie la production de CH_4 dans les réacteurs acidogènes. Lettinga et al. (1991) mentionnent qu'aucun CH_4 n'a été détecté dans le biogaz de leur réacteur acidogène ayant un TRH de 20 à 23 heures. Zoetemeyer et al. (1982) ne détectent pas non plus de CH_4 dans le biogaz de leur réacteur acidogène ayant un TRH de 3,1 à 9,1 heures. Il n'y a eu aucune production de CH_4 donc la séparation des phases acidogène et méthanogène a été réussie pour le projet de Kisaalita et al. (1987). Aucune production de CH_4 n'a été mesurée à partir du réacteur acidogène de ce projet non plus.

Tableau 5-1 : Résultats de la production maximale des AGV de réacteurs acidogènes dans la littérature. Les réacteurs sont tous infiniment mélangés.

Variables	Unités	Kisaalita et al. (1987)	Alexiou et al. (1994)	Yilmazer et al. (1999)	Saddoud et al. (2007)	Cette étude (2015)
S_{DCO_AFF}	g DCO/L	11	10	20	69	21
TRH	h	20	12	24	24	17
Température	°C	35	37	35	37	35
pH	-	6,3	6,0	5,7	6,0	5,9
Volume	L	1,5	nd	1,5	5,0	1,5
AGV_{DCO}/S_{DCO_AFF}	%	74	42	50	52	33

Note : L'acidification maximale de cette étude présentée est la série 5 pendant l'acidification optimale n'a pas été recherchée.

5.3 Décantation des boues de l'effluent de réacteurs acidogènes

Aucun article de recherche au meilleur de notre connaissance n'a caractérisé la décantation des boues acidogènes et des H&G de l'effluent du réacteur acidogène. Lettinga et al. (1991) suggèrent d'ajouter un séparateur entre le réacteur acidogène et le réacteur méthanogène pour décanter les boues acidogènes afin de ne pas perturber l'activité méthanogène des réacteurs méthanogènes. Kisaalita et al. (1987) font seulement l'observation que les boues acidogènes ont une bonne propriété de décantation. Des réacteurs acidogènes à lit de boues à flux ascensionnel pour le traitement acidogène de l'effluent de laiterie ont été utilisés par Fang et al., 2000 et Yu et al., 2001 ce qui valide que les boues acidogènes sont décantables. D'après les analyses de ce projet, la concentration des H&G du surnageant d'une étude de décantation en cylindres gradués de 250 mL de l'effluent du réacteur acidogène a été réduite de 48 % après une heure de décantation tandis que celle en colonne de l'effluent du réservoir tampon de la StaRRE de la Fromagerie Champêtre a été réduite de 63 % après une heure (Figure 4-13). Les résultats de la performance de l'aérotloteur de la StaRRE de la Fromagerie Champêtre montrent que les rendements optimaux sont entre 70 % et 85 % des H&G, cependant il y a une grande variation de rendement puisque la moyenne est de seulement 44 ± 39 % (Annexe 7). Les résultats de la performance des aérotloteurs des StaRRE de la Fromagerie des Basques et de la Laiterie Charlevoix montrent aussi de faibles rendements ainsi qu'une grande variation des rendements (Annexe 3). Les analyses de la décantation en cylindres gradués de 250 mL et en colonne montrent des résultats très stables et donnent des rendements relativement bons ce

qui indique qu'une étude plus approfondie devrait être considérée. La décantation des boues de l'effluent de réacteurs acidogènes est une option de traitement et pourrait compléter le réacteur acidogène afin d'enlever une partie de la concentration des H&G et des boues acidogènes afin d'améliorer la capacité d'un réacteur UASB toujours surchargé. Cette option est seulement préférable lorsque l'option de l'ajout d'un réacteur acidogène n'est pas satisfaisante.

5.4 Scénarios d'optimisation des StaRRE de fromagerie

Par suite de l'option du système acido-UASB, il y a plusieurs avantages à l'utilisation d'un réacteur acidogène en amont d'un réacteur anaérobie. Son utilisation peut réduire les concentrations de composés toxiques de sulfite et de protéines ainsi que des acides aminés de l'affluent qui causent la flottation et la formation d'écume à l'intérieur des réacteurs UASB (Lettinga et al., 1991). Shuizhou et al. (2005) mentionnent que les réacteurs acidogènes améliorent les cinétiques de réactions et la stabilité des réacteurs UASB face aux variations de la CO. L'opération et la conception d'un réacteur acidogène est simple puisque celui-ci est un réacteur CSTR ayant un TRH, un pH et une température prédéterminés; ce dernier devrait toujours être considéré pour le traitement anaérobie (Alexiou et al., 1994).

CHAPITRE 6 CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS

Les conclusions et les recommandations de ce projet sont présentées ci-dessous.

6.1 Conclusions

Ce projet de maîtrise visait à étudier l'effet d'ajouter un réacteur acidogène en amont d'un réacteur UASB pour augmenter la performance du système de traitement et valorisation des eaux usées d'usines de fromagerie de taille moyenne. Des études de StaRRE décentralisées de fromagerie ont été réalisées afin de déterminer le rendement des unités de traitement en amont des réacteurs UASB ainsi que des réacteurs UASB eux-mêmes. Des études en laboratoire ont déterminé l'effet de l'ajout d'un réacteur acidogène en amont d'un réacteur UASB en augmentant la charge organique contenant des H&G. Le ratio F/M, étant le standard pour déterminer la capacité du réacteur UASB, a été déterminé par des analyses régulières des boues granulaires. L'effet du rendement causé par une surcharge du réacteur UASB a été analysé. La production des boues anaérobies totales et de celles restant dans le réacteur UASB a été mesurée. Des analyses de décantation ont été réalisées sur l'effluent du réacteur acidogène en laboratoire et sur l'effluent du bassin tampon de la StaRRE de la Fromagerie Champêtre. Enfin, une étude économique a été réalisée pour déterminer la meilleure option pour améliorer la capacité de traitement des StaRRE traitant les eaux usées de fromagerie.

D'après les études des StaRRE de la Fromagerie des Basques et de la Laiterie Charlevoix et des études du réacteur UASB en laboratoire, une surcharge des réacteurs UASB est causée par la perte des boues granulaires. L'hypothèse suivante a été posée afin d'expliquer l'effet de la surcharge sur la perte des boues granulaires : une augmentation de la production de biogaz résulte en une accumulation de biogaz à l'intérieur de chaque granule plus rapidement que le biogaz peut s'échapper, produisant une flottation des boues granulaires ainsi que leur perte à l'effluent.

Le système acido-UASB a permis d'opérer en chémostat à un ratio F/M de 39 % plus élevé que le ratio F/M maximal du réacteur UASB seul sans augmentation de la concentration des H&G et aussi à un ratio F/M de 20 % plus élevé avec une augmentation de la concentration des H&G à 1400 mg H&G/L.

La production des boues granulaires de ce projet est à l'intérieur des paramètres cinétiques (k_d et Y) de la littérature pour les réacteurs UASB et est proche des paramètres maximaux pour les réacteurs CSTR.

La décantabilité de l'effluent du réacteur acidogène était bonne et stable, donnant des rendements d'enlèvement des H&G de 48 % ce qui est comparable aux aéroflottateurs.

Une étude économique de diverses options a démontré qu'un réacteur acidogène était plus avantageux qu'un aéroflottateur (Tableau 4-11). Un décanteur à la place d'un aéroflottateur (option 2) était l'option la plus avantageuse sans prendre en compte les coûts de camionnage pour la disposition des H&G et la perte de la valorisation de ces H&G décantées. En prenant en compte ses coûts, cette option devient moins avantageuse. Les options d'opérer un aéroflottateur (options 1A et 1B) ont été estimées à 262 000 \$ avec une actualisation sur 20 ans et les coûts de la disposition des H&G. En conclusion, l'ajout d'un réacteur acidogène (option 4) est ressorti comme l'option la plus avantageuse à 31 000 \$ avec une actualisation sur 20 ans en tenant compte des coûts épargnés par la valorisation des H&G.

Une méthode efficace pour déterminer la capacité des réacteurs UASB est d'utiliser le ratio F/M qui évalue la performance des réacteurs basée sur la masse des boues granulaires anaérobies puisque celle-ci peut varier d'un réacteur à l'autre et peut augmenter durant les séries d'essais.

6.2 Recommandations

Recommandations pour des essais en laboratoire

Pour améliorer la qualité des bilans de masse d'azote et de phosphore, il est recommandé de prélever des échantillons composés de l'effluent en fonction du temps.

En vue d'augmenter le TRB et la capacité de traitement du réacteur UASB, une étude d'un système de séparation tri-phasique permettrait de réduire la perte des boues anaérobies s'échappant de la couverture de boues. L'étude pourrait tester divers systèmes et analyserait la réduction des MES de chacun.

À cause d'une réduction du taux d'utilisation du substrat des boues granulaires du réacteur UASB, une étude en bouteille sérologique du taux maximal d'utilisation du substrat pour des boues anaérobies granulaires est recommandée, et ceci, à différentes fractions des H&G par

rapport à la S_{DCO} du substrat. Cette étude pourrait valider les performances du réacteur UASB avec de différent substrat et déterminer le pourcentage de zones mortes et de chemins préférentiels à travers le lit de boues.

Afin d'augmenter la capacité de traitement d'un réacteur UASB surchargé existant, une étude de décantation des boues acidogènes, des H&G et des protéines plus approfondie permettrait de réduire la CO et d'être en mesure d'augmenter la capacité de traitement du système anaérobie. Ceci devrait être réalisé à différents pH, température, pourcentage d'acidification et TRH du réacteur acidogène. De plus, des produits chimiques pourraient être employés pour améliorer le processus de coagulation et de floculation.

Recommandations pour des essais sur le terrain

En raison de la précipitation de métaux sur la surface et à l'intérieur des granules, une étude permettrait de déterminer quel pourcentage de l'azote et du phosphore est précipité, l'effet à long terme sur la granulation et une méthode de purger les boues granulaires en tenant compte de l'accumulation de précipités.

Une étude à grande échelle de la performance du système acido-UASB est recommandée. Pour ce faire, la StaRRE d'Agropur de Notre-Dame-du-Bon-Conseil pourrait être initialement caractérisée puisqu'elle a déjà un réacteur acidogène d'un TRH de 12 heures en amont d'un réacteur UASB.

Recommandations de conception de systèmes de traitement

Les recommandations de conception des réacteurs acidogènes et des systèmes acido-UASB sont les suivantes :

- utiliser un TRH (12 à 24 heures) suffisant pour atteindre entre 20 % et 30 % de la concentration de la S_{DCO} convertie en AGV sans enlèvement des H&G en amont,
- ajouter de la soude caustique au réacteur acidogène plutôt qu'au réacteur UASB. Le pH doit être neutre pour le réacteur UASB, cependant le pH du réacteur acidogène est autour de 6,0,
- fournir une énergie d'agitation de 5 W/m^3 dans le réacteur acidogène (Metcalf & Eddy, AECOM, 2014),

- maintenir une température (30 à 35°C) identique à celle du réacteur UASB pour ainsi optimiser la réaction acidogène (Metcalf & Eddy, AECOM, 2014), et
- considérer un ratio F/M maximal du réacteur UASB à 0,30 kg DCO kg MVES⁻¹ d⁻¹ au lieu de 0,25 kg DCO kg MVES⁻¹ d⁻¹ (La Roche, 2009, 2010)

RÉFÉRENCES

- Aguilar, A., Casas, C., & Lema, J.M. (1995). Degradation of volatile fatty acids by differently enriched methanogenic cultures : kinetics and inhibition. *Water Research*, 29(2), 505-509.
- Alais, C. (1984). *Science du lait : principes des techniques laitières* (4^e éd.). Paris : Éditions Sepaic.
- Alexiou, I.E., Anderson, G.K., & Evison, L.M. (1994). Design of pre-acidification reactors for the anaerobic treatment of industrial wastewaters. *Water Science and Technology*, 29(9), 199-204.
- Angelidaki, I., Alves, M., Bolzonella, L., Borzacconi, J.L., Campos, J.L., Guwy, A.J., ... van Lier, J.B. (2009). Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops : a proposed protocol for batch assays. *Water Science and Technology*, 59(5), 927-934.
- APHA, AWWA & WEF. (2012). *Standard methods for the examination of water and wastewater* (22^e éd.). Washington, DC : American Public Health Association.
- Benitez, A., Ferrari, A., Gutierrez, S., Canetti, R., Cabezas, A., Travers, D., ... Etchebehere, C. (2006). Sequencing batch reactor as a post-treatment of anaerobic treated dairy effluent. *Water Science and Technology*, 54(2), 199-206.
- Byland, G. (1995). *Dairy processing handbook*. Lund, Sweden : Tetra Pak Processing Systems AB.
- Cavalcanti, P.F.F., van Haandel, A., & Lettinga, G. (2002). *Influence of the phase separator on the performance of the UASB reactor and on excess sludge production*. Communication présentée à Latin american workshop and symposium on anaerobic digestion, Mérida, Yucatan (p. 8). Tiré de <http://www.bvsde.paho.org/bvsacd/unam7/phase.pdf>
- Centre d'expertise en analyse environnementale du Québec. (2014). Offre de services en analyses de laboratoire. Tiré de <http://www.ceaeq.gouv.qc.ca/analyses/>
- Chatzipaschali, A.A., & Stamatis, A.G. (2012). Biotechnological utilization with a focus on anaerobic treatment of cheese whey : current status and prospects. *Energies*, 5(9), 3492-3525. doi : 10.3390/en5093492
- Comeau, Y. (2008). Microbial metabolism. Dans M. Henze, M. van Loosdrecht, G. Ekama, & D. Brdjanovic (Édit.), *Biological Wastewater Treatment : Principals, Modelling and Design* (p. 9-32). London : IWA publishing.
- Enviroservices. (2013). Effluent de procédé de l'usine du 18 au 26 août 2013. Terrebonne (QC) : Enviroservices.
- EnviroSim Associates Ltd. (2013). Biowin simulator process (Version 4.0). Hamilton, ON : EnviroSim Associates Ltd.
- Erdirencelebi, D. (2011). Treatment of high-fat-containing dairy wastewater in a sequential UASBR system : influence of recycle. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 86(4), 525-533.

- Ergüder, T.H., Tezel, U., Güven, E., & Demirer, G.N. (2001). Anaerobic biotransformation and methane generation potential of cheese whey in batch and UASB reactors. *Waste Management*, 21(7), 643-650.
- Fang, H.P., & Yu, H.P. (2000). Effect of HRT on mesophilic acidogenesis of dairy wastewater. *Journal of Environmental Engineering*, 126(12), 1145-1148.
- Fox, P., & Pohland, F. (1994). Anaerobic treatment applications and fundamentals : substrate specificity during phase separation. *Water Environment Research*, 66(5), 716-724.
- Frigon, J.C., Breton, J., Bruneau, T., Moletta, R., & Guiot, S.R. (2009). The treatment of cheese whey wastewater by sequential anaerobic and aerobic steps in a single digester at pilot scale. *Bioresource Technology*, 100(18), 4156-4163.
- Gavala, H.N., Kopsinis, H., Skiadas, I.V., Stamatelatou, K., & Lyberatos, G. (1999). Treatment of dairy wastewater using upflow anaerobic sludge blanket reactor. *Journal of Agricultural Engineering Research*, 73, 59-63.
- Gerardi, M.H. (2003). *The microbiology of anaerobic digesters*. Hoboken, NJ : Wiley-Interscience.
- Hanaki, K., Matsuo, T., & Nagase, M. (1981). Mechanism of inhibition caused by long-chain fatty acids in anaerobic digestion process. *Biotechnology and Bioengineering*, 23(7), 1591-1610.
- Hanaki, K., Matsuo, T., & Nagase, M. (1987). Evaluation of effectiveness of two-phase anaerobic digestion degrading complex substrate. *Water Science and Technology*, 19(2), 311-322.
- Henze, M., & Comeau, Y. (2008). Wastewater characterization. Dans M. Henze, M. van Loosdrecht, G. Ekama & D. Brdjanovic (Édit.), *Biological Wastewater Treatment : Principles, Modelling and Design* (p. 33-52). London : IWA Publishing.
- Hwang, S.H., & Hansen, C.L. (1992). Biokinetics of an upflow anaerobic sludge blanket reactor treating whey permeate. *Bioresource Technology*, 41(3), 223-230.
- Hwang, S.H., & Hansen, C.L. (1998). Characterization of and bioproduction of short-chain organics from mixed dairy-processing wastewater. *American Society of Agricultural Engineers*, 41(3), 795-802.
- Iza, J., Colleran, E., Paris, J.M., & Wu, W.-M. (1991). International workshop on anaerobic treatment technology for municipal and industrial wastewaters : summary paper. *Water Science and Technology*, 24(8), 1-16.
- Jeganathan, J., Nakhla, G., & Bassi, A. (2006). Long-term performance of high-rate anaerobic reactors for the treatment of oily wastewater. *Environmental Science and Technology*, 40(20), 6466-6472.
- Kalyuzhnyi, S.V., Martinez, E.P., & Martinez, J.R. (1997). Anaerobic treatment of high-strength cheese-whey wastewaters in laboratory and pilot UASB reactors. *Bioresource Technology*, 60, 59-65.
- Kim, S.-H., Han, S.-K., & Shin, H.-S. (2004). Two-phase anaerobic treatment system for fat-containing wastewater. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 79(1), 63-71.

- Kisaalita, W. S., Pinder, K. L., & Lo, K.V. (1987). Acidogenic fermentation of lactose. *Biotechnology and Bioengineering*, 30(1), 88-95.
- Krol, B. (1977). *Introduction in meat technology. Syllabus, Part I*. Utrecht, Pays-Bas : State University of Utrecht.
- La Roche, R. (2009). *Traitement du lactosérum et des eaux blanches par méthanisation* (Rapport n° 8001-OS-4). Montréal (QC) : Valbio Canada inc.
- La Roche, R. (2010). *Offre de service pour projet de valorisation du lactosérum et des eaux blanches par méthanisation* (Rapport n° 8006-OS-6). Montréal (QC) : Valbio Canada inc.
- Lettinga, G., & Pol, L. W. H. (1991). UASB-process design for various types of wastewaters. *Water Science and Technology*, 24(8), 87-107.
- Madigan, M. T., Martinko, J. M., & Brock, T. D. (2006). *Brock biology of microorganisms* (11^e éd.). Upper Saddle River, NJ : Person Prentice Hall.
- Madigan, M. T., Martinko, J. M., Stahl, D.A., & Clark, D. P. (2012). *Brock biology of microorganisms* (13^e éd.). Upper Saddle River, NJ : Person Prentice Hall.
- Malaspina, F., Stante, L., Cellamare, C. M., & Tilche, A. (1995). Cheese whey and cheese factory wastewater treatment with a biological anaerobic-aerobic process. *Water Science and Technology*, 32(12), 59-72.
- Marwaha, S. S., & Kennedy, J. F. (1988). Review : whey - pollution problem and potential utilization. *International Journal of Food Sciences and Technology*, 23(4), 323-336.
- Metcalf & Eddy. (2003). *Wastewater engineering : treatment and reuse* (4^e éd.). New York : McGraw-Hill.
- Metcalf & Eddy, AECOM. (2014). *Wastewater Engineering : treatment and resource recovery* (5^e éd.). New York : McGraw-Hill.
- Miller, G. D., Jarvis, J. K., & McBean, L. D. (2006). *Handbook of dairy foods and nutrition*. Boca Raton, FL : CRC Press.
- Miron, Y., Zeeman, G., Lier, J. B. V., & Lettinga, G. (2000). The role of sludge retention time in the hydrolysis and acidification of lipids, carbohydrates and proteins during digestion of primary sludge in CSTR systems. *Water Research*, 34(5), 1705-1713.
- Organisation des Nations Unies pour l'alimentation et l'agriculture (FAO) et le Réseau d'information sur les opérations après récolte (INPhO). (1998). *Le lait et les produits laitiers dans la nutrition humaine* no. 28. Tiré de <http://www.fao.org/docrep/t4280f/t4280f00.htm>
- Perle, M., Kimchie, S., & Shelef, G. (1995). Some biochemical aspects of the anaerobic degradation of dairy wastewater. *Water Research*, 29(6), 1549-1554.
- Pesta, G., Meyer-Pittroff, R., & Russ, W. (2007). Utilization of whey. Dans V. Oreopoulou & W. Russ (Édit.), *Utilization of by-products and treatment of waste in the food industry* (p. 193-207). New York : Springer.
- Petry, R., & Lettinga, G. (1997). Digestion of a milk-fat emulsion. *Bioresource Technology*, 61(2), 141-149.

- Qasim, S. R. (1999). *Wastewater treatment plants : planning, design, and operation* (2^e éd.). Lancaster, PA : Technomic Pub. Co.
- Rinzema, A., Alphenaar, A., & Lettinga, G. (1993). Anaerobic digestion of long chain fatty acids in UASB and expanded granular sludge bed reactors. *Process biochemistry*, 28, 527-537.
- Rittmann, B. E., & McCarty, P. L. (2001). *Environmental Biotechnology : principles and applications*. Boston : McGraw-Hill.
- Rodriguez-Gomez, R., Renman, G., Moreno, L., & Liu, L. (2014). A model to describe the performance of the UASB reactor. *Biodegradation*, 25(2), 239-251.
- Saddoud, A., Hassairi, I., & Sayadi, S. (2007). Anaerobic membrane reactor with phase separation for the treatment of cheese whey. *Bioresource Technology*, 98(11), 2102-2108.
- Sander, R. (1999). *Compilation of Henry's law constants for inorganic and organic species of potential importance in environmental chemistry*. Germany : Air Chemistry Department Max-Planck Institute of Chemistry.
- Sayed, S., Lijklema, L., & Lettinga, G. (1987). *Anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater using the UASB process*. (Ph.D., The agricultural university of Wageningen, Wageningen, Pays-Bas).
- Shuizhou, K., & Shi, Z. (2005). Applications of two-phase anaerobic degradation in industrial wastewater treatment. *International Journal of Environment and Pollution*, 23(1), 65-80.
- Statistique Canada. (2014). Les ménages et l'environnement : utilisation de l'énergie. Tiré de <http://www.statcan.gc.ca/pub/11-526-s/2010001/part-partie1-fra.htm>
- Thauer, K., Jungermann, K., & Decker, K. (1977). Energy conservation in chemotrophic anaerobic bacteria. *Bacteriological Reviews*, 41(1), 100-180.
- The organisation for economic co-operation and development (OECD). (2011). *OECD-FOA agricultural outlook 2011-2020*. Tiré de <http://www.agri-outlook.org/48184340.pdf>
- Toerien, D.F., Thiel, P.G., & Hattingh, M.M. (1968). Enumeration, isolation and identification of sulphate-reducing bacteria of anaerobic digestion. *Water Research*, 2(7), 505-513.
- Totzke, D. (2012). *Anaerobic technology overview*. Brookfield, Wisconsin : Applied Technologies.
- USDA Agricultural research service. (2012). National nutrient database. Tiré de <http://www.ndb.nal.usda.gov>
- Vennard, J. K., & Street, R. L. (1975). *Elementary fluid mechanics* (5^e éd.). New-York : Wiley.
- Vidal, G., Carvalho, A., Méndez, R., & Lema, J. M. (2000). Influence of the contents in fats and proteins on the anaerobic biodegradation of dairy wastewaters. *Bioresource Technology*, 74(3), 231-239.
- Weiland, P., & Rozzi, A. (1991). The start-up, operation and monitoring of high-rate anaerobic treatment systems : discussor's report. *Water Science and Technology*, 24(8), 257-277.
- Yan, J. Q., Liao, P. H., & Lo, K. V. (1988). Methane production from cheese whey. *Biomass*, 17(3), 185-202.

- Yan, J. Q., Lo, K. V., & Liao, P. H. (1990). Anaerobic digestion of cheese whey using an upflow anaerobic sludge blanket reactor : III sludge and substrate profiles. *Biomass*, 21(4), 257-271.
- Yang, K., Yu, Y., & Hwang, S. (2003). Selective optimization in thermophilic acidogenesis of cheese-whey wastewater to acetic and butyric acids : partial acidification and methanation. *Water Research*, 37(10), 2467-2477.
- Yilmazer, G., & Yenigun, O. (1999). Two-phase anaerobic treatment of cheese whey. *Water Science and Technology*, 40(1), 289-295.
- Yu, H.Q., & Fang, H.P. (2001). Acidification of mid- and high-strength dairy wastewaters. *Water Research*, 35(15), 3697-3705.
- Zoetemeyer, R. J., Arnoldy, P., Cohen, A., & Boelhouwer, C. (1982). Influence of temperature on the anaerobic acidification of glucose in a mixed culture forming part of a two-stage digestion process. *Water Research*, 16(3), 313-321.

ANNEXE 1 – Données brutes

Tableau A1-1 : Résultats de la DCO de l’affluent et des effluents. Partie A.

Identification	DCO_AFF			SDCO_AFF			DCO_EFFa		
	DCOb (moyenne)	DCOb (±)	DCOb (CdeV)	SDCOb (moyenne)	SDCOb (±)	SDCOb (CdeV)	DCOa (moyenne)	DCOa (±)	DCOa (CdeV)
	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%
MTE13073105	25465	1173	4,6%	22062	401	1,8%			
MTE13080206	26010	649	2,5%	16918	630	3,7%			
MTE13080509									
MTE13080710									
MTE13080811									
MTE13081212									
MTE13082113	24280	178	0,7%	18727	314	1,7%			
MTE13082315	22600	1131	5,0%	17280	198	1,1%			
MTE13083017	22400	236	1,1%	17400	362	2,1%			
MTE13090118	21327	64	0,3%	17680	159	0,9%			
MTE13090420	24051	509	2,1%	20898	523	2,5%			
MTE13090621	24433	916	3,7%	20160	225	1,1%			
MTE13090922	24367	329	1,3%						
MTE13091023	23200	572	2,5%						
MTE13091125	28127	417	1,5%	18833	866	4,6%			
MTE13091226	22067	492	2,2%						
MTE13091327	22800	1161	5,1%						
MTE13091628	23793	653	2,7%						
MTE13091729	24960	225	0,9%						
MTE13091931	25407	508	2,0%	22520	160	0,7%			
MTE13092232	23993	844	3,5%	20680	952	4,6%			
MTE13092434	23813	2677	11,2%	20207	801	4,0%			
MTE13260936	23720	347	1,5%	20840	1681	8,1%			
MTE13100138	23080	382	1,7%	17287	99	0,6%			
MTE13100339	22500	490	2,2%	16247	764	4,7%			
MTE13100841	24587	489	2,0%						
MTE13102447	24013	1076	4,5%				24493	3425	14,0%
MTE13102949	23847	858	3,6%	22573	776	3,4%	26047	197	0,8%
MTE13103150	28190	1061	3,8%	19427	255	1,3%	26113	441	1,7%
MTE13110252	22773	1089	4,8%	20013	1118	5,6%	22660	295	1,3%
MTE13110553	23113	403	1,7%	19100	122	0,6%	26167	881	3,4%
MTE13110754	25980	255	1,0%	25573	1255	4,9%	26560	1129	4,2%
MTE13110958	22960	585	2,5%				23680	860	3,6%
MTE13111259	22520	754	3,3%				21300	425	2,0%
MTE13111460	22390	691	3,1%	19210	46	0,2%	19073	1173	6,1%
MTE13111662	25240	2784	11,0%	19810	269	1,4%	21537	1480	6,9%

Note générale : Série 1.1 de 13 à 23, série 1.2 de 25 à 34, série 2 de 42 à 62, série 7 de 65 à 78, série 4 de 128 à 142, série 5 de 143 à 145, série 3 de 147 à 151, série 8 de 161 à 168, série 9 de 181 à 193, et série 6 de 197 à 210.

Tableau A1-2 : Résultats de la DCO de l'affluent et des effluents. Partie B.

Identification	DCO_AFF			SDCO_AFF			DCO_EFFa		
	DCOb (moyenne)	DCOb (±)	DCOb (CdeV)	SDCOb (moyenne)	SDCOb (±)	SDCOb (CdeV)	DCOa (moyenne)	DCOa (±)	DCOa (CdeV)
	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%
MTE13112865	29910	1145	3,8%	20650	121	0,6%	30620	1342	4,4%
MTE13113067	28853	1726	6,0%	20307	384	1,9%	27853	1363	4,9%
MTE13120268	29227	729	2,5%	20520	433	2,1%	31260	728	2,3%
MTE13120569	29610	1739	5,9%	20867	1954	9,4%	29620	619	2,1%
MTE13120771	30100	3036	10,1%	22267	2221	10,0%	28610	907	3,2%
MTE13120872	28667	140	0,5%	22400	3048	13,6%	30307	938	3,1%
MTE13121073	30320	250	0,8%	20827	1537	7,4%	29200	1134	3,9%
MTE13121274	30453	441	1,4%	21907	428	2,0%	34627	1409	4,1%
MTE13121576	31547	1223	3,9%	22080	320	1,4%	33347	1104	3,3%
MTE13121777	30093	647	2,1%	20533	167	0,8%			
MTE13121978	31707	503	1,6%	24080	3315	13,8%	28107	234	0,8%
MTE14032697	27700	213	0,8%				25170	208	0,8%
MTE14032798	28920	1302	4,5%	25980	453	1,7%	26710	1173	4,4%
MTE14032899	31590	1038	3,3%	24330	466	1,9%	30510	1550	5,1%
MTE140329100	28410	108	0,4%	22920	390	1,7%	23500	221	0,9%
MTE140408101	27450	316	1,2%	22060	332	1,5%	22760	1051	4,6%
MTE140408102	30670	588	1,9%	21380	348	1,6%	22530	131	0,6%
MTE100410103	28180	114	0,4%	21830	459	2,1%	22080	108	0,5%
MTE140505115	23550	286	1,2%				21110	711	3,4%
MTE140508116	23370	1980	8,5%				22400	244	1,1%
MTE140518122	25790	3708	14,4%				20710	711	3,4%
MTE140519123	24720	339	1,4%				24120	1018	4,2%
MTE140520124							21610	271	1,3%
MTE140521125									
MTE140522126	23800	225	0,9%				21120	289	1,4%
MTE1406526128	26290	2655	10,1%						
MTE140527129	23990	288	1,2%				24130	1067	4,4%
MTE140528130	24150	1501	6,2%				22240	114	0,5%
MTE140605133	25050	570	2,3%				29400	341	1,2%
MTE140606134	25080	60	0,2%				27150	369	1,4%
MTE140610136	25640	96	0,4%				24530	358	1,5%
MTE140612138	24950	139	0,6%				27080	429	1,6%
MTE140613139	26150	142	0,5%				20475	50	0,2%
MTE140618143	24090	79	0,3%				23040	60	0,3%
MTE140619144	24150	30	0,1%	21430	211	1,0%	23350	407	1,7%
MTE140620145	23920	17	0,1%				23400	238	1,0%
MTE140624147	25260	85	0,3%				23740	139	0,6%
MTE140626148	24290	211	0,9%	21700	96	0,4%	24285	21	0,1%
MTE140626150	20400	108	0,5%	17610	108	0,6%	23750	173	0,7%
MTE140627151	21340	200	0,9%				21120	79	0,4%

Tableau A1-3 : Résultats de la DCO de l'affluent et des effluents. Partie C.

Identification	DCO_AFF			SDCO_AFF			DCO_EFFa		
	DCOb (moyenne)	DCOb (±)	DCOb (CdeV)	SDCOb (moyenne)	SDCOb (±)	SDCOb (CdeV)	DCOa (moyenne)	DCOa (±)	DCOa (CdeV)
	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%
MTE140701155	19550	1084	5,5%				18870	182	1,0%
MTE140702156	20890	87	0,4%	17190	312	1,8%	19490	105	0,5%
MTE140703157	20800	121	0,6%	17810	96	0,5%	19320	104	0,5%
MTE140704158	21260	183	0,9%				19800	167	0,8%
MTE140708161	28800	79	0,3%				27850	1971	7,1%
MTE140711163	28905	306	1,1%				26720	17	0,1%
MTE140714165	14055	16343	116,3%	19980	556	2,8%	26520	210	0,8%
MTE140714166	28180	154	0,5%				27410	165	0,6%
MTE140716167	30620	302	1,0%	19100	105	0,6%	27120	137	0,5%
MTE140717168	27670	87	0,3%	19560	156	0,8%	27253	976	3,6%
MTE140721171	28350	364	1,3%	20120	528	2,6%	24550	225	0,9%
MTE140722172	28350	182	0,6%	20330	35	0,2%	24300	234	1,0%
MTE140723173	27970	271	1,0%	20370	131	0,6%	24550	35	0,1%
MTE140724174	27530	121	0,4%	19560	79	0,4%	22980	60	0,3%
MTE140728176	29620	176	0,6%				48000	0	0,0%
MTE140730177	28110	137	0,5%				30120	746	2,5%
MTE140801178	27670	69	0,3%				26140	92	0,4%
MTE140804180	27360	1478	5,4%				24190	200	0,8%
MTE140806181	23750	165	0,7%				23680	426	1,8%
MTE140808182	29980	105	0,4%				23030	387	1,7%
MTE140811184	36480	496	1,4%				24280	1380	5,7%
MTE140812185	26400	238	0,9%				26870	945	3,5%
MTE140814186	25890	180	0,7%	7560	90	1,2%	23320	221	0,9%
MTE140818188	26069	270	1,0%	19160	46	0,2%	24774	287	1,2%
MTE140820189	25511	146	0,6%	18840	208	1,1%	24509	424	1,7%
MTE140820190	26956	155	0,6%	19870	252	1,3%	24749	291	1,2%
MTE140821191	27510	18	0,1%	18890	96	0,5%	24779	18	0,1%
MTE140825193									
MTE140912197	31329	3486	11,1%	19993	255	1,3%			
MTE140915198	26160	596	2,3%	22009	279	1,3%			
MTE140917199	25866	262	1,0%	22445	933	4,2%			
MTE140919200									
MTE140921201	29677	494	1,7%	21669	1489	6,9%			
MTE140923202									
MTE140926203	27929	1191	4,3%	20576	109	0,5%			
MTE140929204									
MTE141002205									
MTE141007206	25848	456	1,8%	18911	153	0,8%			
MTE141009207	28700	2941	10,2%	20763	427	2,1%			
MTE141014209									
MTE141016210	26704	637	2,4%	20192	724	3,6%			

Tableau A1-4 : Résultats de la DCO de l'affluent et des effluents. Partie D.

Identification	SDCO_EFFa			DCO_EFFm			SDCO_EFFm		
	SDCOa (moyenne)	SDCOa (±)	SDCOa (CdeV)	DCOm (moyenne)	DCOm (±)	DCOm (CdeV)	SDCOm (moyenne)	SDCOm (±)	SDCOm (CdeV)
	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%
MTE13073105				2191	34	1,6%	1580	28	1,8%
MTE13080206				7752	57	0,7%	7083	160	2,3%
MTE13080509				6941	88	1,3%	5691	109	1,9%
MTE13080710				6784	162	2,4%	6291	74	1,2%
MTE13080811				6257	29	0,5%	4350	10	0,2%
MTE13081212				2417	21	0,9%	1570	75	4,8%
MTE13082113				1215	69	5,7%	1020	36	3,5%
MTE13082315				1240	113	9,1%			
MTE13083017				1052	46	4,4%	773	26	3,3%
MTE13090118				1580	48	3,0%	1164	25	2,1%
MTE13090420				1871	65	3,5%	1100	49	4,5%
MTE13090621				1949	150	7,7%	1033	54	5,3%
MTE13090922				2252	158	7,0%			
MTE13091023				1372	11	0,8%			
MTE13091125				1893	68	3,6%			
MTE13091226				2105	128	6,1%			
MTE13091327				1860	55	3,0%			
MTE13091628				3349	70	2,1%			
MTE13091729				4013	54	1,4%			
MTE13091931				4167	90	2,2%	1092	65	6,0%
MTE13092232				4407	150	3,4%	1565	13	0,8%
MTE13092434				4730	195	4,1%	1602	241	15,1%
MTE13260936				4208	176	4,2%	1543	99	6,4%
MTE13100138				3073	229	7,4%	895	50	5,6%
MTE13100339				3035	196	6,5%	258	43	16,7%
MTE13100841				3452	67	1,9%			
MTE13102447	17687	286	1,6%	2297	341	14,8%	382	57	14,9%
MTE13102949	18553	258	1,4%	2065	26	1,3%	1488	146	9,8%
MTE13103150	19260	122	0,6%	1885	342	18,1%			
MTE13110252	17813	511	2,9%	1443	89	6,2%	290	5	1,7%
MTE13110553	18073	855	4,7%	1735	131	7,5%	345	43	12,6%
MTE13110754	20687	363	1,8%	2097	81	3,9%	772	45	5,8%
MTE13110958	23680	860	3,6%	1365	78	5,7%			
MTE13111259				1098	32	2,9%			
MTE13111460	18400	229	1,2%	1420	54	3,8%	805	104	12,9%
MTE13111662	21200	75	0,4%	1232	29	2,4%	257	35	13,7%

Tableau A1-5 : Résultats de la DCO de l'affluent et des effluents. Partie E.

Identification	SDCO_EFFa			DCO_EFFm			SDCO_EFFm		
	SDCOa (moyenne)	SDCOa (±)	SDCOa (CdeV)	DCOm (moyenne)	DCOm (±)	DCOm (CdeV)	SDCOm (moyenne)	SDCOm (±)	SDCOm (CdeV)
	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%
MTE13112865	20360	537	2,6%	1458	123	8,4%	433	71	16,4%
MTE13113067	19413	533	2,7%	1480	152	10,3%	677	48	7,1%
MTE13120268	15430	1680	10,9%	1672	311	18,6%			
MTE13120569	18667	185	1,0%	1352	258	19,1%			
MTE13120771	20560	1259	6,1%	1192	138	11,5%	728	13	1,7%
MTE13120872	22213	1960	8,8%	1120	53	4,7%	363	48	13,1%
MTE13121073	19600	208	1,1%	1458	102	7,0%	402	90	22,3%
MTE13121274	19760	472	2,4%	2060	123	6,0%	463	10	2,2%
MTE13121576	23853	205	0,9%	2633	179	6,8%	753	163	21,6%
MTE13121777				2112	70	3,3%	1208	81	6,7%
MTE13121978	20067	83	0,4%	2218	68	3,1%	285	0	0,0%
MTE14032697	24340	17	0,1%						
MTE14032798	25690	2032	7,9%						
MTE14032899	25100	517	2,1%						
MTE140329100	22980	304	1,3%						
MTE140408101	21780	120	0,6%						
MTE140408102	21210	698	3,3%						
MTE100410103	21530	211	4,0%						
MTE140505115				2531	21	0,8%			
MTE140508116				2549	219	8,6%			
MTE140518122				2825	25	0,9%			
MTE140519123				2976	30	1,0%			
MTE140520124				2546	49	1,9%			
MTE140521125									
MTE140522126				2264	35	1,5%			
MTE1406526128				2392	62	2,6%			
MTE140527129				2172	34	1,6%			
MTE140528130				2412	179	7,4%			
MTE140605133				2080	53	2,5%			
MTE140606134				2035	52	2,5%			
MTE140610136				2299	2	0,1%			
MTE140612138				2459	176	7,1%			
MTE140613139				1991	26	1,3%			
MTE140618143				2829	19	0,7%			
MTE140619144	20210	35	0,2%	2854	12	0,4%	1675	20	1,2%
MTE140620145				2749	23	0,8%			
MTE140624147				2684	32	1,2%			
MTE140626148	20600	375	1,8%	2837	78	2,7%	1098	58	5,3%
MTE140626150	19820	181	0,9%	2418	50	2,1%	863	23	2,7%
MTE140627151				2253	17	0,7%			

Tableau A1-6 : Résultats de la DCO de l'affluent et des effluents. Partie F.

Identification	SDCO_EFFa			DCO_EFFm			SDCO_EFFm		
	SDCOa (moyenne)	SDCOa (±)	SDCOa (CdeV)	DCOm (moyenne)	DCOm (±)	DCOm (CdeV)	SDCOm (moyenne)	SDCOm (±)	SDCOm (CdeV)
	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%
MTE140701155				1957	31	1,6%			
MTE140702156	15300	444	2,9%	1926	27	1,4%	872	34	3,9%
MTE140703157	14870	229	1,5%	1986	53	2,7%	861	27	3,1%
MTE140704158				1932	113	5,8%			
MTE140708161				2080	10	0,5%			
MTE140711163				2045	67	3,3%			
MTE140714165	18380	183	1,0%	2200	19	0,9%			
MTE140714166				2007	5	0,3%			
MTE140716167	18940	259	1,4%	1710	10	0,6%	650	15	2,3%
MTE140717168	18720	187	1,0%	1706	19	1,1%	701	52	7,5%
MTE140721171	19620	1117	5,7%	2288	11	0,5%	875	19	2,2%
MTE140722172	18210	79	0,4%	2489	45	1,8%	882	17	1,9%
MTE140723173	19060	1048	5,5%	2450	33	1,4%	946	67	7,0%
MTE140724174	16510	200	1,2%	2688	39	1,5%	911	11	1,2%
MTE140728176				2473	28	1,1%			
MTE140730177				2706	78	2,9%			
MTE140801178				2211	6	0,3%			
MTE140804180				2521	72	2,9%			
MTE140806181				2264	29	1,3%			
MTE140808182				2405	35	1,4%			
MTE140811184				2295	23	1,0%			
MTE140812185				2408	30	1,3%			
MTE140814186	8760	131	1,5%	2251	11	0,5%	617	12	2,0%
MTE140818188	17630	200	1,1%	2435	31	1,3%	1446	10	0,7%
MTE140820189	17830	481	2,7%	1510	48	3,2%	752	19	2,6%
MTE140820190	17590	358	2,0%	1838	14	0,7%	1037	21	2,1%
MTE140821191	17900	46	0,3%	1961	8	0,4%	1131	3	0,3%
MTE140825193									
MTE140912197				4502	98	2,2%	1638	0	0,0%
MTE140915198				5976	211	3,5%	2820	52	1,8%
MTE140917199				4416	57	1,3%	1969	165	8,4%
MTE140919200				5042	1356	26,9%	2050	478	23,3%
MTE140921201				5887	554	9,4%	1941	74	3,8%
MTE140923202									
MTE140926203				5813	201	3,5%	2925	250	8,5%
MTE140929204				5671	300	5,3%	3404	125	3,7%
MTE141002205									
MTE141007206				6686	90	1,3%	4138	81	2,0%
MTE141009207				7046	91	1,3%	4699	58	1,2%
MTE141014209				8649	482	5,6%	6021	22	0,4%
MTE141016210				9736	1075	11,0%	6961	198	2,9%

Tableau A1-7 : Résultats des MES et des MVES de l'affluent. Partie A.

Identification	Résiduels & Ratio MVES/MES			Statistiques (MES)			Statistiques (MVES)		
	Résidus MESb (min de 1,5 mg)	Résidus MVESb (min de 1,5 mg)	Ratio MVESb/MESb (s'il y a résidu min)	MESb (moyenne)	MESb (±)	MESb (CdeV)	MVESb (moyenne)	MVESb (±)	MVESb (CdeV)
	g	g	-	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%
MTE13082113	0,0165	0,0003		3503	160	4,6%	3437	168	4,9%
MTE13082315	0,0163	0,0002		3353	74	2,2%	3293	57	1,7%
MTE13083017	0,0167	0,0005		3413	90	2,6%	3287	111	3,4%
MTE13090118	0,0256	0,0009		2853	323	11,3%	2723	284	10,4%
MTE13090420	0,0144	0,0001		1457	15	1,0%	1443	12	0,8%
MTE13090621	0,0164	0,0006		1693	46	2,7%	1623	55	3,4%
MTE13090925	0,0206	0,0005		2130	75	3,5%	2060	75	3,7%
MTE13092636	0,0353	0,0011		2389	31	1,3%	2300	31	1,3%
MTE13102447	0,0193	0,0003		2003	81	4,0%	1963	78	4,0%
MTE13102949	0,0231	0,0004		1607	58	3,6%	1567	48	3,1%
MTE13103150	0,0199	0,0004		1351	42	3,1%	1304	27	2,1%
MTE13110252	0,0238	0,0002		1864	475	25,5%	1816	437	24,1%
MTE13110553	0,0235	0,0005		1660	129	7,7%	1616	122	7,6%
MTE13110754	0,0193	0,0002		1391	100	7,2%	1347	64	4,7%
MTE13110958	0,0228	-0,0004		1558	34	2,2%	1547	0	0,0%
MTE10111259	0,0221	0,0007		1530	80	5,2%	1480	75	5,1%
MTE13111460	0,0241	0,0007		1637	114	6,9%	1610	95	5,9%
MTE13111662	0,0248	0,0005		1680	164	9,8%	1640	146	8,9%
MTE13112865	0,0657	0,0007		4463	60	1,4%	4380	48	1,1%
MTE13113067	0,0670	0,0016	0,97	4620	134	2,9%	4493	137	3,0%
MTE13120268	0,0593	0,0007		4040	89	2,2%	3973	67	1,7%
MTE13120569	0,0597	0,0015	0,97	5966	83	1,4%	5804	52	0,9%
MTE13120771	0,0518	0,0009		3604	173	4,8%	3524	149	4,2%
MTE13120872	0,0592	0,0009		4002	48	1,2%	3924	54	1,4%
MTE13121073	0,0608	0,0014		4087	33	0,8%	3993	33	0,8%
MTE13121274	0,0497	0,0007		3320	12	0,3%	3256	14	0,4%
MTE13121576	0,0530	-0,0001		3622	137	3,8%	3576	137	3,8%
MTE13121777	0,0738	0,0011		4987	79	1,6%	4911	75	1,5%
MTE14032899	0,0277	0,0014		2519	218	8,7%	2396	194	8,1%
MTE140329100	0,0365	0,0016	0,95	2556	178	7,0%	2424	155	6,4%
MTE140407101	0,0175	0,0003		1231	57	4,6%	1207	58	4,8%
MTE140408102	0,0192	0,0005		1411	145	10,3%	1362	128	9,4%
MTE140410103	0,0206	0,0006		1416	57	4,0%	1367	48	3,5%
MTE140619144	0,0189	-0,0003		1042	93	8,9%	1032	75	7,3%
MTE140620145	0,0192	0,0003		987	38	3,8%	972	38	3,9%

Tableau A1-9 : Résultats des MES et des MVES de l'effluent acidogène. Partie A.

Identification	Résiduels & Ratio MVES/MES			Statistiques (MES)			Statistiques (MVES)		
	Résidus MESa (min de 1,5 mg) g	Résidus MVESa (min de 1,5 mg) g	Ratio MVESa/MESa (s'il y a résidu min) -	MESa (moyenne) mg/L	MESa (±) mg/L	MESa (CdeV) %	MVESa (moyenne) mg/L	MVESa (±) mg/L	MVESa (CdeV) %
MTE13082113									
MTE13082315									
MTE13083017									
MTE13090118									
MTE13090420									
MTE13090621									
MTE13090925									
MTE13092636									
MTE13102447	0,0253	0,0011		1853	228	12,3%	1742	169	9,7%
MTE13102949	0,0275	0,0011		1851	20	1,1%	1760	35	2,0%
MTE13103150	0,0230	0,0009		1547	13	0,9%	1473	7	0,5%
MTE13110252	0,0257	0,0006		1733	29	1,7%	1689	27	1,6%
MTE13110553	0,0299	0,0005		2062	78	3,8%	1980	41	2,0%
MTE13110754	0,0270	0,0013		2020	192	9,5%	1927	187	9,7%
MTE13110958	0,0291	0,0022		1993	53	2,7%	1838	43	2,4%
MTE10111259	0,0275	0,0020		1837	5	0,3%	1700	9	0,6%
MTE13111460	0,0278	0,0018		1929	68	3,5%	1798	57	3,2%
MTE13111662	0,0396	0,0026	0,94	2878	207	7,2%	2691	195	7,2%
MTE13112865	0,0626	0,0023		4196	23	0,6%	4031	21	0,5%
MTE13113067	0,0693	0,0037	0,94	4803	259	5,4%	4530	222	4,9%
MTE13120268	0,0425	0,0013		3727	780	20,9%	3618	762	21,1%
MTE13120569	0,0601	0,0023		4062	48	1,2%	3909	48	1,2%
MTE13120771	0,0541	0,0020		3698	101	2,7%	3556	87	2,4%
MTE13120872	0,0537	0,0020		3658	71	1,9%	3516	62	1,8%
MTE13121073	0,0577	0,0013		3864	20	0,5%	3769	30	0,8%
MTE13121274	0,0481	0,0016		3353	194	5,8%	3191	101	3,2%
MTE13121576	0,0693	0,0032	0,95	4856	208	4,3%	4620	231	5,0%
MTE13121777	0,0600	0,0026	0,95	4138	121	2,9%	3918	81	2,1%
MTE14032899	0,0204	0,0011		1438	123	8,6%	1353	122	9,0%
MTE140329100	0,0142	0,0010		980	31	3,1%	904	21	2,4%
MTE140407101	0,0058	0,0001		444	50	11,4%	427	41	9,5%
MTE140408102	0,0073	0,0001		491	4	0,8%	469	10	2,2%
MTE140410103	0,0057	0,0004		442	54	12,2%	409	48	11,8%
MTE140619144	0,0432	0,0037	0,91	2065	60	2,9%	1880	44	2,3%
MTE140620145	0,0367	0,0035	0,91	1873	177	9,5%	1696	162	9,5%

Tableau A1-11 : Résultats des MES et des MVES de l'effluent méthanogène. Partie A.

Identification	Résiduels & Ratio MVES/MES			Statistiques (MES)			Statistiques (MVES)		
	Résidus MESm (min de 1,5 mg)	Résidus MVESm (min de 1,5 mg)	Ratio MVESm/MESm (s'il y a résidu min)	MESm (moyenne)	MESm (±)	MESm (CdeV)	MVESm (moyenne)	MVESm (±)	MVESm (CdeV)
	g	g	-	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	%
MTE13082113	0,0033	0,0000		170	5	2,9%	167	8	4,6%
MTE13082315	0,0025	0,0001		173	7	3,8%	158	17	10,6%
MTE13083017	0,0014	0,0004		293	23	7,9%	213	23	10,8%
MTE13090118	0,0036	0,0003		244	4	1,6%	222	8	3,5%
MTE13090420	0,0049	0,0008		367	35	9,4%	307	41	13,2%
MTE13090621	0,0078	0,0014		524	8	1,5%	424	4	0,9%
MTE13090925	0,0092	0,0015		629	17	2,7%	527	13	2,5%
MTE13092636	0,0561	0,0140	0,74	3813	70	1,8%	2836	25	0,9%
MTE13102447	0,0213	0,0040	0,81	1440	20	1,4%	1162	15	1,3%
MTE13102949	0,0107	0,0020		756	38	5,0%	611	34	5,5%
MTE13103150	0,0128	0,0019		752	181	24,0%	632	146	23,1%
MTE13110252	0,0082	0,0010		600	53	8,9%	493	23	4,7%
MTE13110553	0,0057	0,0007		407	38	9,3%	360	38	10,5%
MTE13110754	0,0091	0,0009		656	44	6,8%	589	40	6,8%
MTE13110958	0,0159	0,0029	0,81	1091	34	3,1%	884	17	1,9%
MTE10111259	0,0111	0,0019		762	23	3,1%	624	14	2,2%
MTE13111460	0,0101	0,0020		696	28	4,0%	556	23	4,2%
MTE13111662	0,0124	0,0015		876	42	4,8%	756	27	3,6%
MTE13112865	0,0074	0,0009		522	25	4,8%	449	21	4,8%
MTE13113067	0,0104	0,0012		700	7	1,0%	613	13	2,2%
MTE13120268	0,0081	0,0012		558	17	3,0%	469	10	2,2%
MTE13120569	0,0084	0,0008		596	37	6,2%	516	15	3,0%
MTE13120771	0,0081	0,0013		553	12	2,1%	456	4	0,8%
MTE13120872	0,0104	0,0014		729	41	5,6%	613	23	3,8%
MTE13121073	0,0091	0,0009		622	21	3,4%	553	31	5,5%
MTE13121274	0,0134	0,0016		911	17	1,8%	791	4	0,5%
MTE13121576	0,0190	0,0020		1289	38	3,0%	1149	44	3,9%
MTE13121777	0,0156	0,0025		1056	21	2,0%	880	18	2,0%
MTE14032899									
MTE140329100									
MTE140407101									
MTE140408102									
MTE140410103									
MTE140619144	0,0177	0,0014		954	150	15,7%	830	93	11,3%
MTE140620145	0,0178	0,0014		899	55	6,1%	797	43	5,4%

Tableau A1-13 : Résultats des nutriments de l'affluent. Partie A.

Identification	Statistiques(NTK)			Statistiques(NH4-N)			Statistiques(PT)			Statistiques(o-PO4-P)		
	NTKb (moyenne)	NTKb (±)	NTKb (CdeV)	NH4-Nb (moyenne)	NH4-Nb (±)	NH4-Nb (CdeV)	PTb (moyenne)	PTb (±)	PTb (CdeV)	o-PO4-Pb (moyenne)	o-PO4-Pb (±)	o-PO4-Pb (CdeV)
	mg N/L	mg N/L	%	mg N/L	mg N/L	%	mg P/L	mg P/L	%	mg P/L	mg P/L	%
MTE13073105	440	nd	nd	36	nd	nd	152	nd	nd	97	nd	nd
MTE13080206	445	nd	nd	50	nd	nd	152	nd	nd	104	nd	nd
MTE13083017	403	0,0	0,0%				138	1,4	1,0%			
MTE13090118	387	0,0	0,0%				134	0,7	0,5%			
MTE13090420	410	0,7	0,2%	43	nd	nd	138	0,0	0,0%	87	nd	nd
MTE13090621	417	0,0	0,0%	40	nd	nd	139	0,7	0,5%	72	nd	nd
MTE13091125	452	0,0	0,0%	46	nd	nd	150	1,4	0,9%	94	nd	nd
MTE13091327	445	21,2	4,8%	41	nd	nd	142	4,2	3,0%	77	nd	nd
MTE13091931	427	1,4	0,3%				132	2,8	2,1%	20	nd	nd
MTE13092232	426	9,2	2,2%	21	0,3	1,5%	241	2,8	1,2%	81	1,1	1,4%
MTE13092434	425	7,8	1,8%	25	0,0	0,0%	152	0,0	0,0%	81	1,2	1,5%
MTE13092636	418	0,7	0,2%	21	1,1	5,2%	146	0,7	0,5%	82	0,2	0,3%
MTE13101338	402	0,0	0,0%	35	0,4	1,0%	115	1,4	1,2%	72	0,0	0,0%
MTE13100839	415	1,4	0,3%	24	0,3	1,2%	104	0,7	0,7%	66	0,1	0,2%
MTE13100841	488	2,1	0,4%	43	0,1	0,2%	128	1,4	1,1%	91	0,8	0,9%
MTE13102947	416	0,0	0,0%	43	0,1	0,2%	137	0,7	0,5%	111	2,1	1,9%
MTE13102949	377	1,4	0,4%	40	0,2	0,5%	123	0,7	0,6%	98	0,2	0,2%
MTE13103150	378	0,0	0,0%	37	0,0	0,0%	125	0,0	0,0%	96	0,1	0,1%
MTE13110252	388	0,0	0,0%	37	0,1	0,4%	127	0,0	0,0%	93	0,6	0,6%
MTE13100254	453	1,4	0,3%	48	0,1	0,3%	150	0,0	0,0%	111	0,0	0,0%
MTE13110958	383	1,4	0,4%	41	0,1	0,3%	117	1,4	1,2%	100	0,0	0,0%
MTE13111259	379	0,0	0,0%	42	0,0	0,0%	120	0,7	0,6%	102	0,0	0,0%
MTE13111460	402	0,7	0,2%	39	0,2	0,5%	123	1,4	1,1%	99	0,2	0,2%
MTE13111662	404	0,7	0,2%	44	0,1	0,3%	122	1,4	1,2%	99	0,5	0,5%
MTE13112865	447	7,1	1,6%	42	0,2	0,5%	135	0,7	0,5%	105	0,0	0,0%
MTE13113067	463	2,8	0,6%	42	0,1	0,3%	139	1,4	1,0%	106	0,0	0,0%
MTE13120268	492	2,8	0,6%	42	0,1	0,3%	149	0,0	0,0%	111	1,4	1,3%
MTE13120569	327	6,4	1,9%	30	0,0	0,0%	118	0,7	0,6%	103	0,0	0,0%
MTE13120771	342	0,0	0,0%	38	0,1	0,4%	127	4,9	3,9%	104	0,7	0,7%
MTE13120872	338	2,1	0,6%	42	0,3	0,7%	123	0,7	0,6%	107	0,7	0,7%
MTE13121073	345	2,1	0,6%	36	0,0	0,0%	128	0,0	0,0%	102	0,0	0,0%
MTE13121274	347	2,8	0,8%	43	0,4	0,8%	120	0,7	0,6%	108	1,4	1,3%
MTE13121576	386	2,1	0,6%	41	0,2	0,5%	123	1,4	1,1%	107	1,4	1,3%
MTE13121777	354	0,7	0,2%	34	0,0	0,0%	129	3,5	2,8%	100	0,4	0,4%
MTE14032697	454	9,2	2,0%	22	0,0	0,0%	145	1,4	1,0%	110	0,0	0,0%
MTE14032798	443	8,5	1,9%	7	nd	nd	149	6,4	4,3%	102	nd	nd
MTE14032899	383	13,4	3,5%	33	0,1	0,4%	132	0,7	0,5%	98	0,1	0,1%
MTE140329100	405	2,8	0,7%	34	0,1	0,4%	137	2,8	2,1%	97	0,3	0,3%
MTE140407101	430	29,0	6,8%	10	0,0	0,0%	131	5,7	4,3%	102	0,7	0,7%
MTE140408102	416	4,2	1,0%				129	0,7	0,6%	76	0,3	0,4%
MTE140410103	363	2,1	0,6%	39	0,0	0,0%	133	0,7	0,5%	119	0,0	0,0%

Tableau A1-19 : Résultats des AGV. Partie A.

Id	Effluent (b/a/m)	Dilution	Acide acétique		Acide propionique		Acide butyrique		AGV Totaux	±	CdeV
			Mesure mg/L	Conc mg/L	Mesure mg/L	Conc mg/L	Mesure mg/L	Conc mg/L			
17	m	1	19	19	4	4	0	0	22	1,0	4,5%
17	m	1	18	18	4	4	0	0			
18	b	1	37	37	3	3	1	1	40	1,0	2,5%
18	b	1	38	38	3	3	1	1			
18	m	1	2	2	1	1	0	0	3	0,3	11,2%
18	m	1	2	2	1	1	0	0			
20	b	1	99	99	1	1	3	3	112	14,9	13,3%
20	b	1	120	120	1	1	2	2			
20	m	1	44	44	12	12	1	1	52	1,0	2,0%
20	m	1	43	43	12	12	1	1			
21	b	1	125	125	3	3	2	2	131	5,0	3,8%
21	b	1	131	131	2	2	2	2			
21	m	1	77	77	1	1	0	0	74	5,8	7,9%
21	m	1	69	69	1	1	0	0			
25	b	10	24	245	1	6	0	0	254	7,6	3,0%
25	b	10	25	254	1	8	0	0			
25	m	1	1	1	1	1	1	1	2	0,4	20,8%
25	m	1	1	1	1	1	0	0			
27	m	1	69	69	21	21	2	2	82	5,8	7,1%
27	m	1	62	62	19	19	2	2			
31	b	1	118	118	7	7	1	1	123	1,2	1,0%
31	b	1	117	117	8	8	1	1			
31	m	1	37	37	9	9	1	1	45	2,2	4,8%
31	m	1	39	39	10	10	1	1			
32	b	1	246	246	3	3	1	1	251	3,4	1,3%
32	b	1	249	249	6	6	1	1			
34	b	1	92	92	2	2	0	0	101	10,1	10,0%
34	b	1	106	106	3	3	0	0			
34	m	1	55	55	1	1	0	0	61	7,5	12,2%
34	m	1	55	55	15	15	0	0			
38	b	10	44	440	0	4		0	425	25,2	5,9%
38	b	10	40	405	0	4		0			
41	b	1	310	310	1	1	2	2	303	12,9	4,3%
41	b	1	292	292	2	2	2	2			
41	m	10	31	305	22	224		0	492	40,1	8,1%
41	m	10	34	339	26	257		0			
47	m	1	45	45	13	13	0	0	54	1,2	2,2%
47	m	1	45	45	12	12	0	0			
49	a	10	96	962	1	8	0	0	988	28,1	2,8%
49	a	10	100	1000	1	11	0	0			
49	m	1	363	363	70	70	71	71	448	7,9	1,8%
49	m	1	357	357	67	67	66	66			
50	a	10	82	823	1	13	0	0	846	19,1	2,3%
50	a	10	85	849	1	15	0	0			
50	m	1	32	32	25	25	0	0	46	5,6	12,1%
50	m	1	27	27	22	22	0	0			
53	a	10	65	649	0	0	1	12	716	85,8	12,0%
53	a	10	77	769	0	0	1	14			
54	a	10	66	660	1	6	1	8	668	2,0	0,3%
54	a	10	66	658	1	7	1	8			

Tableau A1-20 : Résultats des AGV. Partie B.

Id	Effluent (b/a/m)	Dilution	Acide acétique		Acide propionique		Acide butyrique		AGV Totaux	±	CdeV
			Mesure mg/L	Conc mg/L	Mesure mg/L	Conc mg/L	Mesure mg/L	Conc mg/L			
54	m	1	80	80	1	1	1	1	83	3,5	4,2%
54	m	1	85	85	1	1	1	1			
59	a	10	88	877	0	0	1	9	890	12,6	1,4%
59	a	10	88	884	1	13	1	7			
59	m	1	78	78	79	79	0	0	133	2,9	2,2%
59	m	1	75	75	80	80	1	1			
60	a	10	46	461	1	11	0	0	460	29,7	6,5%
60	a	10	43	432	1	9	2	20			
60	m	1	60	60	57	57	1	1	95	9,1	9,6%
60	m	1	53	53	49	49	1	1			
62	a	10	67	671	1	9	1	8	652	43,7	6,7%
62	a	10	62	615	1	8	0	0			
62	b	1	128	128	1	1	0	0	131	3,7	2,8%
62	b	1	132	132	3	3	0	0			
62	m	1	2	2	1	1	0	0	3	0,3	8,8%
62	m	1	2	2	2	2	0	0			
65	a	10	52	517	0	0	0	0	580	89,9	15,5%
65	a	10	64	638	1	9	0	0			
65	m	1	23	23	9	9	0	0	29	1,4	4,9%
65	m	1	22	22	10	10	0	0			
67	a	10	46	457	1	13	1	12	464	13,3	2,9%
67	a	10	45	446	1	13	0	0			
67	b	10	38	381	0	0	0	0	376	7,4	2,0%
67	b	10	37	370	0	0	0	0			
67	m	1	23	23	8	8	1	1	29	1,1	3,9%
67	m	1	23	23	7	7	1	1			
68	a	10	80	798	2	20	1	10	782	51,4	6,6%
68	a	10	73	732	1	12	1	9			
68	m	10	6	63	1	10	0	0	69	1,4	2,0%
68	m	10	6	61	1	10	0	0			
69	a	10	63	634	1	14	1	12	639	16,1	2,5%
69	a	10	62	617	1	7	1	10			
69	m	10	12	122	2	15	0	0	131	3,2	2,4%
69	m	10	12	120	1	13	0	0			
71	a	10	51	507	2	17	1	14	497	40,9	8,2%
71	a	10	46	456	1	10	1	9			
71	m	10	5	55	1	8	0	0	59	2,1	3,7%
71	m	10	5	52	1	7	0	0			
72	a	10	117	1167	1	11	1	14	1142	58,3	5,1%
72	a	10	109	1085	1	11	1	13			
72	m	1	109	109	9	9	1	1	112	4,3	3,8%
72	m	1	103	103	8	8	1	1			
73	a	10	66	664	1	14	3	25	709	78,3	11,0%
73	a	10	73	730	1	12	2	18			
73	a	10	65	651	10	98	0	0	699	30,4	4,3%
73	a	10	63	634	6	61	0	0			
73	b	10	22	219	1	6	2	23	221	30,4	13,7%
73	b	10	19	186	1	15	2	16			

Tableau A1-21 : Résultats des AGV. Partie C.

Id	Effluent (b/a/m)	Dilution	Acide acétique		Acide propionique		Acide butyrique		AGV Totaux	±	CdeV
			Mesure mg/L	Conc mg/L	Mesure mg/L	Conc mg/L	Mesure mg/L	Conc mg/L			
73	m	1	4	4	0	0	0	0	4	0,1	2,2%
73	m	1	4	4	0	0	0	0			
74	a	10	66	662	1	10	0	0	649	28,2	4,3%
74	a	10	63	629	0	0	0	0			
74	m	1	24	24	11	11	1	1	32	0,8	2,5%
74	m	1	24	24	10	10	2	2			
76	a	10	78	784	1	7	1	10	780	21,2	2,7%
76	a	10	76	755	1	8	1	10			
76	m	10	4	36	0	0	0	0	33	4,3	13,2%
76	m	10	3	30	0	0	0	0			
77	a	10	43	428	1	8	0	0	441	10,7	2,4%
77	a	10	44	443	1	7	0	0			
77	m	1	2	2	0	0	0	0	2	0,4	24,9%
77	m	1	1	1	0	0	0	0			
129	a	1	3932	3932	13	13	3717	3717	6774	924,4	13,6%
129	a	1	4764	4764	16	16	4524	4524			
129	b	1	206	206	9	9	33	33	233	8,8	3,8%
129	b	1	213	213	10	10	25	25			
129	m	1	131	131	6	6	10	10	146	8,5	5,8%
129	m	1	141	141	7	7	8	8			
138	a	1	3012	3012	17	17	3907	3907	4963	497,2	10,0%
138	a	1	2636	2636	14	14	3352	3352			
138	b	1	101	101	8	8	18	18	117	1,2	1,0%
138	b	1	100	100	8	8	19	19			
138	m	1	376	376	17	17	43	43	400	19,4	4,8%
138	m	1	354	354	18	18	35	35			
144	a	10	669	6687	3	33	60	597	6854	295,5	4,3%
144	a	10	659	6589	4	36	6	55			
145	a	10	605	6050	2	21	36	361	6360	118,3	1,9%
145	a	10	621	6210	2	23	37	371			
150	a	10	89	889	1	13	52	523	983	99,0	10,1%
150	a	10	100	997	1	11	47	471			
150	a	10	68	681	2	20	9	86			
150	a	10	64	640	2	18	8	84			
165	a	5	58	290	71	355	571	2855	2235	33,2	1,5%
165	a	5	57	287	73	363	584	2920			
165	b	1	66	66	7	7	4	4	78	6,0	7,8%
165	b	1	74	74	8	8	4	4			
165	m	5	52	261	8	40	6	31	302	8,7	2,9%
165	m	5	52	262	7	37	3	16			
167	a	5	99	495	25	125	187	935	1146	20,7	1,8%
167	a	5	99	495	25	125	197	985			
167	b	1	143	143	5	5	2	2	151	5,0	3,3%
167	b	1	149	149	6	6	2	2			
167	m	5	107	535	14	71	3	16	595	6,3	1,1%
167	m	5	108	540	14	71	2	10			
168	a	5	91	455	18	90	216	1080	1196	62,7	5,2%
168	a	5	95	475	20	100	237	1185			

Tableau A1-22 : Résultats des AGV. Partie D.

Id	Effluent (b/a/m)	Dilution	Acide acétique		Acide propionique		Acide butyrique		AGV Totaux	±	CdeV
			Mesure mg/L	Conc mg/L	Mesure mg/L	Conc mg/L	Mesure mg/L	Conc mg/L			
168	b	1	77	77	5	5	2	2	88	8,3	9,4%
168	b	1	88	88	6	6	2	2			
168	m	5	151	755	24	120	4	20	824	38,9	4,7%
168	m	5	142	710	22	110	3	15			
171	a	5	558	2790	9	43	704	3520	4943	86,7	1,8%
171	a	5	564	2820	8	40	735	3675			
171	b	1	84	84	5	5	2	2	90	2,2	2,5%
171	b	1	87	87	5	5	2	2			
171	m	1	291	291	8	8	19	19	304	4,9	1,6%
171	m	1	286	286	8	8	16	16			
172	a	5	529	2645	17	85	987	4935	5465	187,9	3,4%
172	a	5	500	2500	16	80	947	4735			
172	b	1	79	79	5	5	2	2	82	1,7	2,1%
172	b	1	78	78	3	3	2	2			
172	m	1	371	371	13	13	47	47	383	34,6	9,0%
172	m	1	329	329	11	11	38	38			
188	a	10	370	3700	74	740	32	320	4386	35,4	0,8%
188	a	10	365	3650	74	740	32	320			
188	b	5	36	178	1	5	3	17	174	23,2	13,4%
188	b	5	29	147	1	5	3	13			
188	m	1	819	819	34	34	14	14	838	18,6	2,2%
188	m	1	794	794	33	33	13	13			
189	a	5	223	1115	107	535	760	3800	3655	93,2	2,6%
189	a	5	214	1070	104	520	734	3670			
189	b	5	47	235	0	0	0	0	193	60,1	31,2%
189	b	5	30	150	0	0	0	0			
189	m	1	114	114	11	11	22	22	135	2,2	1,7%
189	m	1	116	116	11	11	20	20			
190	b	5	20	100	0	0	0	0	103	3,5	3,4%
190	b	5	21	105	0	0	0	0			
190	m	1	325	325	21	21	8	8	338	8,8	2,6%
190	m	1	314	314	20	20	7	7			
191	b	5	9	47	0	0	0	0	41	7,8	19,0%
191	b	5	7	36	0	0	0	0			
191	m	1	374	374	25	25	11	11	398	1,1	0,3%
191	m	1	375	375	25	25	10	10			
193	a	5	582	2910	37	185	311	1555	4033	114,1	2,8%
193	a	5	607	3035	39	195	321	1605			
193	b	5	31	155	0	0	0	0	138	24,7	18,0%
193	b	5	24	120	0	0	0	0			
197	b	1	50	50	2	2	2	2	56	6,1	10,8%
197	b	1	53	53	9	9	2	2			
197	m	1	934	934	88	88	16	16	1024	26,2	2,6%
197	m	1	969	969	90	90	16	16			
198	b	1	177	177	3	3	6	6	178	7,5	4,2%
198	b	1	168	168	5	5	6	6			
198	m	1	833	833	86	86	16	16	924	29,1	3,1%
198	m	1	872	872	89	89	17	17			

Tableau A1-23 : Résultats des AGV. Partie E.

Id	Effluent (b/a/m)	Dilution	Acide acétique		Acide propionique		Acide butyrique		AGV Totaux	±	CdeV
			Mesure mg/L	Conc mg/L	Mesure mg/L	Conc mg/L	Mesure mg/L	Conc mg/L			
199	b	1	96	96	4	4	3	3	105	5,8	5,6%
199	b	1	102	102	7	7	2	2			
199	m	1	852	852	87	87	16	16	907	22,1	2,4%
199	m	1	824	824	83	83	15	15			
200	b	1	79	79	1	1	1	1	66	20,5	31,3%
200	b	1	50	50	1	1	1	1			
200	m	1	658	658	58	58	10	10	692	18,5	2,7%
200	m	1	635	635	54	54	9	9			
201	b	1	101	101	0	0	1	1	88	20,4	23,2%
201	b	1	73	73	1	1	1	1			
201	m	19	33	628	3	63	1	25	646	57,5	8,9%
201	m	19	29	552	3	57	1	23			
202	m	20	51	995	7	127	2	43	1164	76,6	6,6%
202	m	20	56	1093	7	140	2	45			
203	m	22	53	1160	6	138	2	37	1293	19,8	1,5%
203	m	22	54	1181	7	147	2	37			
205	m	21	53	1104	5	102	4	77	1248	37,9	3,0%
205	m	21	55	1145	5	110	4	87			
206	m	19	77	1491	14	271	7	138	1802	54,0	3,0%
206	m	19	80	1550	15	291	8	145			
207	m	21	89	1903	20	428	10	207	2283	62,3	2,7%
207	m	21	86	1839	19	406	9	192			
210	m	20	93	1860	29	580	9	174	2364	11,7	0,5%
210	m	20	93	1860	28	560	9	170			

Tableau A1-24 : Données de l'affluent (Q, pH, température, H&G). Partie A.

Séries	Montage	Identification	Date	Q_AFF	pHb	Tb	H&Gb
				L/d	-	°C	mg/L
1,1	UASB	MTE13082113	21-août	2,02	5,0	7,0	167
1,1	UASB	MTE13082315	23-août	2,02	5,1	6,0	210
1,1	UASB	MTE13083017	30-août	1,87		7,0	308
1,1	UASB	MTE13090118	01-sept	1,86		7,0	262
1,1	UASB	MTE13090420	04-sept	1,87	4,2	8,0	257
1,1	UASB	MTE13090621	06-sept	1,87	4,2	4,0	412
1,1	UASB	MTE13090922	09-sept	1,86			
1,1	UASB	MTE13091023	10-sept	1,86			
1,2	UASB	MTE13091125	11-sept	1,86	4,2	3,0	346
1,2	UASB	MTE13091226	12-sept	2,30			
1,2	UASB	MTE13091327	13-sept	2,28	4,3	6,0	246
1,2	UASB	MTE13091628	16-sept	2,28		7,0	
1,2	UASB	MTE13091729	17-sept	2,28		5,0	
1,2	UASB	MTE13091931	19-sept	2,28	4,3	4,0	378
1,2	UASB	MTE13092232	22-sept	2,36	4,3	4,0	269
1,2	UASB	MTE13092434	24-sept	2,19	4,2	4,0	272
1,3	UASB	MTE13260936	26-sept	1,54	4,3	4,0	347
1,3	UASB	MTE13100138	01-oct	1,50	4,3	4,0	363
1,3	UASB	MTE13100339	03-oct	1,50	4,3	4,0	393
1,3	UASB	MTE13100841	08-oct	1,53	4,3	4,0	368
2	Acido-UASB	MTE13101042	10-oct	1,76			
2	Acido-UASB	MTE13101143	11-oct	1,76			
2	Acido-UASB	MTE13101144	11-oct	1,76			
2	Acido-UASB	MTE13101245	12-oct	1,76			
2	Acido-UASB	MTE13102447	24-oct	1,76	4,1	4,0	230
2	Acido-UASB	MTE13102949	29-oct	1,77	4,1	3,0	416
2	Acido-UASB	MTE13103150	31-oct	1,73	4,1	3,0	436
2	Acido-UASB	MTE13110252	02-nov	1,70	4,2	3,0	226
2	Acido-UASB	MTE13110553	05-nov	1,73		4,0	256
2	Acido-UASB	MTE13110754	07-nov	1,76	4,1	3,0	
2	Acido-UASB	MTE13110958	09-nov	1,79	4,2	2,0	345
2	Acido-UASB	MTE13111259	12-nov	1,93	4,2	3,0	331
2	Acido-UASB	MTE13111460	14-nov	1,93		4,0	322
2	Acido-UASB	MTE13111662	16-nov	1,93	4,2	4,0	358
7	Acido-UASB	MTE13112865	28-nov	1,71	4,2	3,0	1340
7	Acido-UASB	MTE13113067	30-nov	1,70	4,2	3,0	625
7	Acido-UASB	MTE13120268	02-déc	1,73	4,2	4,0	1020
7	Acido-UASB	MTE13120569	05-déc	1,70	4,1	4,0	1100
7	Acido-UASB	MTE13120771	07-déc	1,67	4,0	3,0	663
7	Acido-UASB	MTE13120872	08-déc	1,43	4,4	3,0	596
7	Acido-UASB	MTE13121073	10-déc	1,79	4,4	3,0	503
7	Acido-UASB	MTE13121274	12-déc	1,79	4,3	3,0	1220
7	Acido-UASB	MTE13121576	15-déc	1,79	4,4	3,0	871
7	Acido-UASB	MTE13121777	17-déc	1,77	4,4	3,0	603
7	Acido-UASB	MTE13121978	19-déc	1,76		3,0	
décantation par cylindre gradué	déc 0.5h	MTE14032697	24-mars	1,73	5,1	4,0	296
	déc 1h	MTE14032798	27-mars	1,74		4,0	263
	déc 1h	MTE14032899	29-mars	1,76	4,4	4,0	304
	déc 24h	MTE140329100	01-avr	1,76	4,6	4,0	232
	déc 24h	MTE140407101	03-avr	1,73	5,2	4,0	237
	déc 24h	MTE140408102	07-avr	1,70	4,2	4,0	239
	déc 24h	MTE140410103	10-avr	1,71	4,4	4,0	272

Tableau A1-25 : Données de l'affluent (Q, pH, température, H&G). Partie B.

Séries	Montage	Identification	Date	Q_AFF L/d	pHb -	Tb ° C	H&Gb mg/L
4	Acido-UASB	MTE140526128	26-mai	2,09	5,0	4,0	
4	Acido-UASB	MTE140527129	27-mai	2,09	4,7	4,0	
4	Acido-UASB	MTE140528130	28-mai	2,09		4,0	
4	Acido-UASB	MTE140605133	05-juin	2,10			224
4	Acido-UASB	MTE140606134	06-juin	2,10			243
4	Acido-UASB	MTE140610136	10-juin	2,09			
4	Acido-UASB	MTE140611137	11-juin	2,09			
4	Acido-UASB	MTE140612138	12-juin	2,06			
4	Acido-UASB	MTE140613139	13-juin	2,06			
4	Acido-UASB	MTE140616141	16-juin	2,06			
4	Acido-UASB	MTE140617142	17-juin	2,06			
5	Acido	MTE140618143	19-juin	2,10			
5	Acido	MTE140619144	20-juin	2,10			286
5	Acido	MTE140620145	22-juin	2,10			281
3	Acido	MTE140624147	24-juin	2,10			
3	Acido	MTE140625148	25-juin	2,07			390
3	Acido	MTE140626150	26-juin	2,07			
3	Acido	MTE140627151	27-juin	2,07			
8	Acido	MTE140708161	08-juil	1,81			
8	Acido	MTE140711163	09-juil	1,80			
8	Acido	MTE140714165	14-juil	1,71			1650
8	Acido	MTE140715166	15-juil	1,71			1900
8	Acido	MTE140716167	16-juil	1,71			2310
8	Acido	MTE140717168	17-juil	1,71			
9	Acido-UASB	MTE140806181	06-août	1,56			
9	Acido-UASB	MTE140808182	08-août	1,68			
9	Acido-UASB	MTE140811184	11-août	1,66			
9	Acido-UASB	MTE140812185	12-août	1,58			
9	Acido-UASB	MTE140814186	14-août	1,70	4,7		1710
9	Acido-UASB	MTE140818188	18-août	1,66			1420
9	Acido-UASB	MTE140820189	19-août	1,64			
9	Acido-UASB	MTE140820190	20-août	1,60			
9	Acido-UASB	MTE140821191	21-août	1,54			1090
9	Acido-UASB	MTE140825193	22-août	1,79			
6	UASB	MTE140912197	12-sept	1,57			
6	UASB	MTE140915198	15-sept	1,66			1870
6	UASB	MTE140917199	17-sept	1,70			1090
6	UASB	MTE140919200	19-sept	1,93			1180
6	UASB	MTE140921201	21-sept	1,83			1440
6	UASB	MTE140923202	23-sept	1,77			1630
6	UASB	MTE140926203	26-sept	1,83			
6	UASB	MTE140929204	29-sept	1,70			
6	UASB	MTE141002205	02-oct	1,70			646
6	UASB	MTE141007206	07-oct	1,70			836
6	UASB	MTE141009207	09-oct	1,74			1990
6	UASB	MTE141014209	14-oct	1,74			
6	UASB	MTE141016210	16-oct	1,81			

Tableau A1-26 : Données de l'effluent acidogène (Q, pH, température, H&G). Partie A.

Identification	Date	Q_purgea L/d	pHa -	Ta °C	H&Ga mg/L	T_pièce °C	P(atm) kPa
MTE13082113	21-août						
MTE13082315	23-août						
MTE13083017	30-août					24	
MTE13090118	01-sept					26	
MTE13090420	04-sept					25	
MTE13090621	06-sept					22	
MTE13090922	09-sept						
MTE13091023	10-sept						
						24	
MTE13091125	11-sept						
MTE13091226	12-sept						
MTE13091327	13-sept					22	99
MTE13091628	16-sept					21	101
MTE13091729	17-sept					23	
MTE13091931	19-sept					23	
MTE13092232	22-sept					22	100
MTE13092434	24-sept					23	
						22	
MTE13260936	26-sept					23	
MTE13100138	01-oct					23	100
MTE13100339	03-oct					22	99
MTE13100841	08-oct					23	100
MTE13101042	10-oct						
MTE13101143	11-oct						
MTE13101144	11-oct						
MTE13101245	12-oct						
MTE13102447	24-oct		3,7	34		22	99
MTE13102949	29-oct		3,4	35	275	25	102
MTE13103150	31-oct		3,4	34	278	23	100
MTE13110252	02-nov		3,5	35	450	23	99
MTE13110553	05-nov		3,8	34	747	23	102
MTE13110754	07-nov		4,3	34	436	23	99
MTE13110958	09-nov		3,8	34	594	23	101
MTE13111259	12-nov		3,8	34	768	23	100
MTE13111460	14-nov		4,1	34	737	23	100
MTE13111662	16-nov		4,0	34	504	23	101
						23	
MTE13112865	28-nov		3,7	34	1560	25	102
MTE13113067	30-nov		3,7	34	912	23	103
MTE13120268	02-déc		4,0	34	1200	23	100
MTE13120569	05-déc		3,5	35	625	23	100
MTE13120771	07-déc		3,9	35	720	24	101
MTE13120872	08-déc		3,8	34	672	23	102
MTE13121073	10-déc		4,0	34	462	23	100
MTE13121274	12-déc		3,9	34	568	22	100
MTE13121576	15-déc		4,3	34		23	99
MTE13121777	17-déc		4,1	34		22	100
MTE13121978	19-déc			34		22	100
						23	
MTE14032697	24-mars		3,4	35	196		
MTE14032798	27-mars			35	168		
MTE14032899	29-mars		3,5	35	127		
MTE140329100	01-avr		3,5	35	52		
MTE140407101	03-avr		3,6	36	82		
MTE140408102	07-avr		3,6	35	75		
MTE140410103	10-avr		3,5	35	78		

Tableau A1-27 : Données de l'effluent acidogène (Q, pH, température, H&G). Partie B.

Identification	Date	Q_purgea	pHa	Ta	H&Ga	T_pième	P(atm)
		L/d	-	° C	mg/L	°C	kPa
MTE140526128	26-mai		5,0	34		23	100
MTE140527129	27-mai		4,9	35		23	100
MTE140528130	28-mai		4,9	34		22	100
MTE140605133	05-juin				1200	23	100
MTE140606134	06-juin				993	23	100
MTE140610136	10-juin		5,0	35		23	100
MTE140611137	11-juin		4,9			23	101
MTE140612138	12-juin		4,9				
MTE140613139	13-juin					23	100
MTE140616141	16-juin						
MTE140617142	17-juin						
		0,083				23	100
MTE140618143	19-juin		5,9	35		23	100
MTE140619144	20-juin		5,9	35	305	23	100
MTE140620145	22-juin		6,0	35	238	23	100
		0,058				23	100
MTE140624147	24-juin		4,2	35		23	100
MTE140625148	25-juin		4,3	35	413	23	99
MTE140626150	26-juin		4,3	35	495	23	100
MTE140627151	27-juin		4,3	35		23	101
		0,091				23	100
MTE140701155	01-juil			35		23	100
MTE140702156	02-juil			35		23	100
MTE140703157	03-juil			35		23	100
MTE140704158	04-juil			35		23	100
MTE140708161	08-juil		4,3	35		24	98
MTE140711163	09-juil		4,2	35		23	100
MTE140714165	14-juil		4,4	35	1810	23	99
MTE140715166	15-juil		4,5	35	2060	23	98
MTE140716167	16-juil		4,5	35	1820	23	99
MTE140717168	17-juil		4,3	35	1900	23	100
		0,047				23	99
MTE140721171	21-juil		5,6	35			
MTE140722172	22-juil		6,0	35			
MTE140723173	23-juil		5,9	35			
MTE140724174	24-juil		5,8	35			
MTE140728176	28-juil		5,7	35			
MTE140730177	30-juil		8,4	35			
MTE140801178	01-août		6,3	35			
MTE140804180	04-août		6,7	35			
MTE140806181	06-août		5,9	35			
MTE140808182	08-août		6,0	35			
MTE140811184	11-août		5,8	35			
MTE140812185	12-août		5,9	35			
MTE140814186	14-août		5,9	35	1670	23	100
MTE140818188	18-août		5,7	35	1090	23	100
MTE140820189	19-août		5,6	35		23	100
MTE140820190	20-août		5,8	35		23	99
MTE140821191	21-août		5,8	35		24	99
MTE140825193	22-août		5,6	35		23	100
						23	100
MTE140912197	12-sept						
MTE140915198	15-sept						
MTE140917199	17-sept						
MTE140919200	19-sept						
MTE140921201	21-sept						
MTE140923202	23-sept						
MTE140926203	26-sept						
MTE140929204	29-sept						
MTE141002205	02-oct						
MTE141007206	07-oct						
MTE141009207	09-oct						
MTE141014209	14-oct						
MTE141016210	16-oct						

Tableau A1-28 : Données de l'effluent méthanogène (Q, pH, température, H&G). Partie A.

Identification	Date	Q_EFFm	pHm	Tm	Alcalinité_m	Q_GAZm	Q_CH4m	H&Gm
		L/d	-	° C	mg CaCO3/L	L/d	L/d	mg/L
MTE13082113	21-août		7,0	35	3477			6
MTE13082315	23-août		7,0	36				5
MTE13083017	30-août		6,7	34			16	24
MTE13090118	01-sept		6,7	36	2515	15	13	17
MTE13090420	04-sept		6,6	35	2578	26	15	20
MTE13090621	06-sept		6,7	35	2684	18		31
MTE13090922	09-sept							
MTE13091023	10-sept							
MTE13091125	11-sept		6,9	35	3145	26	13	24
MTE13091226	12-sept							
MTE13091327	13-sept		6,9	35	3365	31	19	45
MTE13091628	16-sept		6,8	35		25	13	
MTE13091729	17-sept		6,8	35		28	13	
MTE13091931	19-sept	2,3	6,6	35	2925	28	15	65
MTE13092232	22-sept	2,4	6,8	34	3324	23	14	75
MTE13092434	24-sept	2,2	6,7	34	3823	30	21	89
MTE13260936	26-sept		6,7	35	3460	25	14	41
MTE13100138	01-oct	1,5	6,8	35	3215	17		39
MTE13100339	03-oct		6,8	35	2926	18	7	42
MTE13100841	08-oct		6,8	35		26	16	113
MTE13101042	10-oct							
MTE13101143	11-oct							
MTE13101144	11-oct							
MTE13101245	12-oct							
MTE13102447	24-oct		6,8	35	2294	27	14	
MTE13102949	29-oct		6,8	34	2020	23		44
MTE13103150	31-oct		6,8	34	2051	17	10	47
MTE13110252	02-nov		6,8	34	2047	10	9	25
MTE13110553	05-nov		6,7	34		18	10	9
MTE13110754	07-nov		6,7	34	1623	25	16	36
MTE13110958	09-nov		6,7	34	1695	30	14	35
MTE13111259	12-nov		6,8	34	2125	24	15	13
MTE13111460	14-nov		6,7	34	2024	28	15	23
MTE13111662	16-nov		6,8	34	2080	30	17	46
MTE13112865	28-nov		6,8	34	2011	22	13	59
MTE13113067	30-nov		6,8	34	2113	23	16	40
MTE13120268	02-déc		6,9	34	2091	31	16	53
MTE13120569	05-déc		6,8	34	2118	30	16	44
MTE13120771	07-déc		6,9	34	2225	24	13	28
MTE13120872	08-déc		6,9	34	2225	16	8	7
MTE13121073	10-déc		6,9	34	2141	28	18	12
MTE13121274	12-déc		6,9	34	2212	27	15	29
MTE13121576	15-déc		6,8	34		28	16	35
MTE13121777	17-déc		6,8	34	2145	25	13	29
MTE13121978	19-déc		6,8	35		31	17	
MTE14032697	24-mars							
MTE14032798	27-mars							
MTE14032899	29-mars							
MTE140329100	01-avr							
MTE140407101	03-avr							
MTE140408102	07-avr							
MTE140410103	10-avr							

Tableau A1-29 : Données de l'effluent méthanogène (Q, pH, température, H&G). Partie B.

Identification	Date	Q_EFFm	pHm	Tm	Alcalinité_m	Q_GAZm	Q_CH4m	H&Gm
		L/d	-	° C	mg CaCO3/L	L/d	L/d	mg/L
MTE140526128	26-mai	2,1					19	
MTE140527129	27-mai	2,1					18	
MTE140528130	28-mai	2,1					17	
MTE140605133	05-juin	2,1					17	44
MTE140606134	06-juin	2,1					19	54
MTE140610136	10-juin	1,8	7,2				18	
MTE140611137	11-juin	2,0	7,3					
MTE140612138	12-juin		7,2					
MTE140613139	13-juin						19	
MTE140616141	16-juin							
MTE140617142	17-juin							
MTE140618143	19-juin	2,0	7,4	35			18	
MTE140619144	20-juin	2,0	7,5	35			17	98
MTE140620145	22-juin	2,0	7,4	35			13	123
MTE140624147	24-juin	2,1	7,1	35			17	
MTE140625148	25-juin	2,0	7,1	35			18	110
MTE140626150	26-juin	2,0		35			17	96
MTE140627151	27-juin	2,0		35			15	
MTE140708161	08-juil	1,8		35			17	
MTE140711163	09-juil	1,8		35			16	
MTE140714165	14-juil	1,7		35			18	119
MTE140715166	15-juil	1,7		35			16	111
MTE140716167	16-juil	1,7		35			15	113
MTE40717168	17-juil	1,7		35				
MTE140806181	06-août		7,8	35				
MTE140808182	08-août		7,7	35				
MTE140811184	11-août		7,8	35				
MTE140812185	12-août		7,7	35				
MTE140814186	14-août	1,7	7,9	35			16	74
MTE140818188	18-août		7,8	35			12	92
MTE140820189	19-août	1,5	8,0	35			19	
MTE140820190	20-août		7,7	35			14	19
MTE140821191	21-août		7,7	35			19	31
MTE140825193	22-août		7,7	35			9	
MTE140912197	12-sept		7,1	34		21		
MTE140915198	15-sept		6,9	33		18		139
MTE140917199	17-sept		6,8	35		18		148
MTE140919200	19-sept		7,0	35		22	14	135
MTE140921201	21-sept			36		19	13	
MTE140923202	23-sept		6,7	36				298
MTE140926203	26-sept		6,7	36			8	
MTE140929204	29-sept	1,7	6,7	35		19	9	
MTE141002205	02-oct		6,8	36		19	16	321
MTE141007206	07-oct		6,7	34		15	6	276
MTE141009207	09-oct		6,5	34		18		215
MTE141014209	14-oct		6,3	34			16	
MTE141016210	16-oct		6,5	35				

Tableau A1-38 : Données des boues en azote. Partie A.

Identification	Date d'analyse	Point d'échan	Résultats diluées (NTK)		Résultats diluées (NH4-N)		Dilution	Conc des nutriments	
			NTK (moyenne)	NTK (CdeV)	NH4-N (moyenne)	NH4-N (CdeV)	Ratio de la dilution (1:X)	NTK	NH4-N
			mg/L	%	mg/L	%		-	mg/L
MTE140516121	16-mai	3 2 1							
		Résultats							
MTE140523127	23-mai	3 2 1	3,3 25,4 12,8	6,5% 1,7% 1,1%	5,5 6,8 4,9	0,0% 0,0% 0,6%	37 33 51	206 224 250	
		Résultats							
MTE140530132	30-mai	3 2 1							
		Résultats							
MTE140606135	06-juin	3 2 1	64,1 30,1 81,3	0,2% 0,0% 0,2%	7,2 7,3 7,2	1,0% 0,0% 1,0%	48 39 38	3070 1171 3096	342 284 272
		Résultats							
MTE140613140	13-juin	3 2 1	46,0 42,0 55,8	0,2% 0,2% 0,0%			44 60 60	2001 2496 3370	
		Résultats							
MTE140620146	20-juin	3 2 1	38,2 22,4 47,1	0,2% 0,0% 0,2%			64 47 69	2431 1059 3228	
		Résultats							
MTE140627152	27-juin	3 2 1	75,3 69,3 86,0	1,1% 0,9% 0,6%			43 55 41	3243 3822 3565	
		Résultats							
MTE140704159	04-juil	3 2 1	57,0 83,9 95,4	0,5% 0,1% 0,1%			50 39 35	2852 3260 3381	
		Résultats							
MTE140711164	11-juil	3 2 1	75,6 85,3 68,7	0,9% 0,2% 0,2%	4,5 5,0 5,1	0,3% 1,1% 0,1%	48 42 43	3606 3606 2944	216 211 220
		Résultats							
MTE140718170	18-juil	3 2 1							
		Résultats							

Tableau A1-39 : Données des boues en azote. Partie B.

Identification	Date d'analyse	Point d'échan	Résultats diluées (NTK)		Résultats diluées (NH4-N)		Dilution	Conc des nutriments	
			NTK (moyenne)	NTK (CdeV)	NH4-N (moyenne)	NH4-N (CdeV)	Ratio de la dilution (1:X)	NTK	NH4-N
			mg/L	%	mg/L	%		-	mg/L
MTE140726175	26-juil	3							
		2							
		1							
		Résultats							
MTE140801179	01-août	3							
		2							
		1							
		Résultats							
MTE140808183	08-août	3							
		2							
		1							
		Résultats							
MTE140815187	15-août	3	79,5	0,2%		40,0	3180		
		2	71,2	0,5%		40,0	2846		
		1	97,2	0,9%		39,1	3802		
		Résultats							
MTE140822192	22-août	3	31,0	0,9%		40,0	1240		
		2	29,5	0,5%		43,3	1278		
		1	34,1	1,9%		47,5	1618		
		Résultats							
MTE141010208	10-oct	3	33,9	1,0%		50,4	1706		
		2	57,0	1,0%		41,6	2373		
		1	81,1	0,0%		39,9	3238		
		Résultats							
MTE141017211	17-oct	3				70,2			
		2				36,2			
		1				39,1			
		Résultats							

Tableau A1-40 : Données des boues en phosphore. Partie A.

Identification	Date d'analyse	Point d'échan	Résultats dilués (TP)		Résultats dilués (o-PO4-P)		Dilution	Concentrations des nutriments	
			TP (moyenne)	TP (CdeV)	o-PO4-P (moyenne)	o-PO4-P (CdeV)		Ratio de la dilution (1:X)	TP
			mg/L	%	mg/L	%	-	mg/L	mg/L
MTE140516121	16-mai	3 2 1							
		Résultats							
MTE140523127	23-mai	3 2 1	19,9 26,5 18,9	0,0% 1,9% 2,6%	4,6 5,8 6,3	1,6% 1,2% 0,0%	37 33 51	746 870 959	171 189 321
		Résultats							
MTE140530132	30-mai	3 2 1							
		Résultats							
MTE140606135	06-juin	3 2 1	20,8 28,5 30,8	0,0% 0,2% 1,1%	5,5	2,6%	48 39 38	996 1107 1171	263 nd nd
		Résultats							
MTE140613140	13-juin	3 2 1	20,5 17,1 20,5	0,0% 0,8% 0,3%			44 60 60	893 1018 1235	
		Résultats							
MTE140620146	20-juin	3 2 1	14,2 19,2 16,8	5,0% 0,4% 0,4%			64 47 69	905 905 1149	
		Résultats							
MTE140627152	27-juin	3 2 1	20,8 21,2 27,0	0,7% 0,3% 0,3%			43 55 41	896 1167 1118	
		Résultats							
MTE140704159	04-juil	3 2 1	16,8 25,8 31,2	0,0% 0,8% 0,0%			50 39 35	841 1001 1106	
		Résultats							
MTE140711164	11-juil	3 2 1	21,6 23,4 20,2	3,0% 0,6% 0,4%	2,6 2,5 2,5	0,3% 0,3% 0,0%	48 42 43	1028 989 863	122 107 106
		Résultats							
MTE140718170	18-juil	3 2 1							
		Résultats							

Tableau A1-41 : Données des boues en phosphore. Partie B.

Identification	Date d'analyse	Point d'échan	Résultats dilués (TP)		Résultats dilués (o-PO4-P)		Dilution	Concentrations des nutriments	
			TP (moyenne)	TP (CdeV)	o-PO4-P (moyenne)	o-PO4-P (CdeV)	Ratio de la dilution (1:X)	TP	o-PO4-P
			mg/L	%	mg/L	%		-	mg/L
MTE140726175	26-juil	3							
		2							
		1							
		Résultats							
MTE140801179	01-août	3							
		2							
		1							
		Résultats							
MTE140808183	08-août	3							
		2							
		1							
		Résultats							
MTE140815187	15-août	3	25,6	1,9%			40,0	1022	
		2	21,3	1,0%			40,0	850	
		1	29,8	1,7%			39,1	1164	
		Résultats							
MTE140822192	22-août	3	11,3	0,6%			40,0	450	
		2	10,0	1,8%			43,3	432	
		1	11,8	1,2%			47,5	561	
		Résultats							
MTE141010208	10-oct	3	25,4	2,8%			50,4	1280	
		2	21,0	7,4%			41,6	874	
		1	17,0	2,1%			39,9	677	
		Résultats							
MTE141017211	17-oct	3					70,2		
		2					36,2		
		1					39,1		
		Résultats							

ANNEXE 2 – Calibration des débitmètres de biogaz

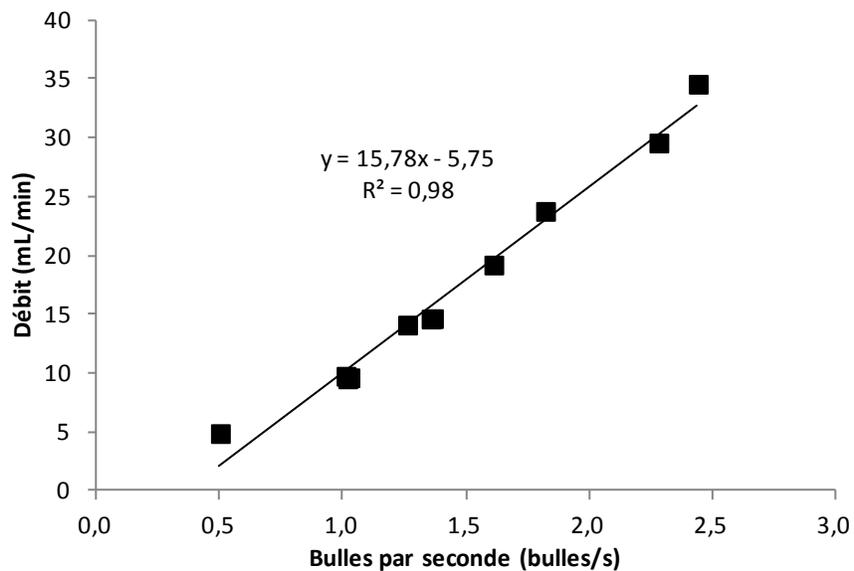


Figure A2-1 : Courbe de calibration du compte-bulles #6.

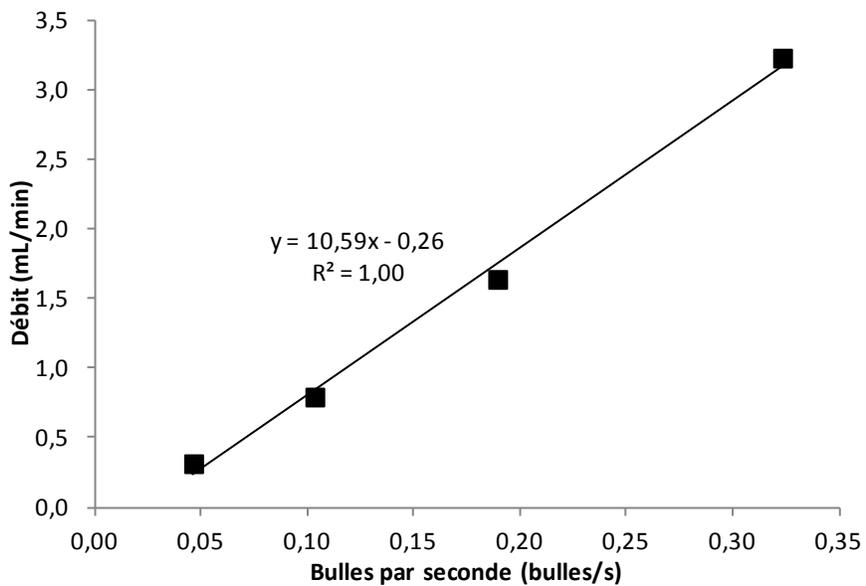


Figure A2-2 : Courbe de calibration du compte-bulles #8.

ANNEXE 3 – Caractéristiques détaillées des StaRRE

Tableau A3-1 : Conception de Valbio Canada de la StaRRE de la Fromagerie des Basques (La Roche, R., 2010).

Écoulements	Descriptions/Unités	Valeurs	Q	DCO	S _{DCO}	MES	NTK	PT	H&G
Affluent	Maximum(m ³ /d)		30						
	kg/d			936	nd	117	17,4	7,4	59
	g/L			31	nd	3,9	0,58	0,25	2,0
Réservoir Tampon									
Effluent	Volume(m ³)	76							
	TRH_moyen(d)	2,5							
Aéroflottateur									
Effluent	m ³ /d		30						
	Rendement(%)			0%	0%	55%	0%	0%	80%
	kg/d			936	nd	53	17	7	12
	g/L			31,2	nd	1,8	0,58	0,25	0,39
H&G	m ³ /d		0,2						
	kg/d	10,5							
	g/L	60							
Réacteur UASB									
Effluent	Biomasse(m ³)	46,8							
	Biomasse(kg/m ³)	80							
	Biomasse(kg)	3744					180		
	F/M(g DCO g MVES ⁻¹ d ⁻¹)	0,25							
	Volume(m ³)	180							
	TRH(d)	6,0							
	m ³ /d		30						
	Rendement(%)			95%	nd	nd	10%	8%	100%
	kg/d			49,0	nd	12,0	15,7	6,8	0,0
	g/L			1,6	nd	0,4	0,5	0,2	0,0
Biomasse	m ³ /d		0,11						
	kg/d					8,5			
	g/L					80			
Biogaz	Nm ³ /d		192						
	kg/d		nd						
	g/L		nd						
Conditionnement des H&G									
Effluent	Pas de données de conception								

Tableau A3-2 : Caractéristiques des écoulements de la StaRRE de la Fromagerie des Basques. Partie A.

Écoulements	Descriptions/Unités	Valeurs	Q	DCO	S _{DCO}	MES	NTK	PT	H&G
Affluent	Pas de mesure de l'affluent								
	Réservoir tampon								
Effluent	Volume(m ³)	76							
	TRH_moyen(d)	2,5							
	m ³ /d		30						
	CO/Flux(kg/d)			1070	755	101	18,6	5,6	19
	Moyenne(g/L)			36	25	3,4	0,62	0,19	0,65
	±(g/L)			3,4	2,5	0,63	0,13	0,015	0,23
	n			8	3	5	3	2	4
	résultats - 1			35,6	27,8	3,33	0,590	0,196	0,86
	résultats - 2			37,6	23,0	2,30	0,508	0,175	0,66
	résultats - 3			35,8	24,8	3,82	0,759		0,73
	résultats - 4			35,6		3,53			0,33
	résultats - 5			29,3		3,83			
	résultats - 6			34,2					
résultats - 7			35,0						
résultats - 8			41,5						
	Aéroflottateur								
Sous-nageant	m ³ /d		29						
	Rendement(%)			7,1%	7,2%	-24%	27%	3,5%	26%
	Flux(kg/d)			958	677	121	13	5,2	14
	Moyenne(g/L)			33	23	4,2	0,45	0,18	0,48
	±(g/L)			1,3	2,9	na	na	na	0,078
	n			2	2	1	1	1	2
	résultats - 1			34,0	25,4	4,18	0,45	0,179	0,534
	résultats - 2			32,1	21,3				0,424
	H&G								
H&G	Eau de procédé(m ³ /d)		1,0						
	m ³ /d		1,0						
	Flux(kg/d)			33	21	9,5	0,46	0,29	4,6
	Moyenne(g/L)			17	10	4,8	0,23	0,14	2,3
	±(g/L)			13	11	na	na	na	0,46
	n			2	2	1	1	1	2
résultats - 1			26,2	18,4	4,8	0,231	0,143	2,63	
résultats - 2			7,2	2,4				1,98	

Tableau A3-3 : Caractéristiques des écoulements de la StaRRE de la Fromagerie des Basques. Partie B.

Écoulements	Descriptions/Unités	Valeurs	Q	DCO	S _{DCO}	MES	NTK	PT	H&G
Réacteur UASB									
Effluent	Biomasse(m ³)	112							
	Biomasse(kg/m ³)	28							
	Biomasse(kg)	3150							
	Volume liquide(m ³)	173							
	F/M(g DCO g MVES ⁻¹ d ⁻¹)	0,34							
	CV(g DCO L ⁻¹ d ⁻¹)	6,2							
	Volume (m ³)	200							
	TRH (d)	6,9							
	m ³ /d		29						
	Rendement(%)			94%	96%	na	-4,3%	32%	53%
	Flux(kg/d)			57	25	56	14	3,5	6,6
	Moyenne(g/L)			2,0	0,86	1,9	0,47	0,12	0,23
	±(g/L)			0,64	0,88	1,1	0,10	na	0,21
	n			7	5	5	4	1	5
	résultats - 1			1,66	0,48	0,72	0,36	0,121	0,442
	résultats - 2			2,87	0,62	1,10	0,57		0,068
	résultats - 3			2,27	0,40		0,42		0,109
résultats - 4			2,66	0,36	1,67	0,53		0,048	
résultats - 5			1,26	2,42	3,27			0,465	
résultats - 6			1,81		2,86				
résultats - 7			1,28						
Biomasse	Pas de mesure cependant l'opérateur doit ajouter de la biomasse granulaire								
Biogaz	Pas de mesure de la production de méthane								
Conditionnement des H&G									
Effluent	Volume(m ³)	50							
	TRH (d)	25							
	m ³ /d		2,0						
	Rendement(%)			-27%	-33%	27%	-28%	-16%	37%
	kg/d			42	28	7	0,6	0,3	2,9
	Moyenne(g/L)			21,2	13,9	3,5	0,30	0,17	1,46
	±(g/L)			6,97	8,34	na	na	na	1,10
	n			2	2	1	1	1	2
	résultats - 1			26,1	19,8	3,48	0,30	0,17	0,68
	résultats - 2			16,3	8,0				2,2

Tableau A3-4 : Conception de Valbio Canada de la StaRRE de la Laiterie Charlevoix (La Roche, R., 2009).

Écoulements	Descriptions/Unités	Valeurs	Q	DCO	S _{DCO}	MES	NTK	PT	H&G
Affluent	Maximum(m ³ /d)		24						
	kg/d			482	nd	33	8,3	3,5	22
	g/L			20	nd	1,4	0,35	0,15	0,9
Réservoir Tampon									
Effluent	Volume(m ³)	50							
	TRH_moyen(d)	2,1							
Aéroflottateur									
Effluent	m ³ /d		24						
	Rendement(%)			0%	0%	0%	0%	0%	100%
	kg/d			482	nd	33	8,3	3,5	0,0
	g/L			20	nd	1,4	0,35	0,15	0,0
H&G	Pas de données de conception								
Réacteur UASB									
Effluent	Biomasse(m ³)	24							
	Biomasse(kg/m ³)	80							
	Biomasse(kg)	1930							
	F/M(g DCO g MVES ⁻¹ d ⁻¹)	0,25							
	Volume(m ³)	50							
	TRH(d)	2,1							
	m ³ /d		24						
Rendement(%)				90%	nd	0%	0%	0%	0%
kg/d				48	nd	33	8,3	3,5	0,0
g/L				2,0	nd	1,4	0,35	0,15	0,0
Biomasse	m ³ /d		0,18						
	kg/d					14,5			
	g/L					80			
Biogaz	Nm ³ /d		267						
	kg/d		nd						
	g/L		nd						
Conditionnement des H&G									
Effluent	Pas de données de conception								

Tableau A3-5 : Caractéristiques des écoulements de la StaRRE de la Laiterie Charlevoix. Partie A.

Écoulements	Descriptions/Unités	Valeurs	Q	DCO	S _{DCO}	MES	NTK	PT	H&G
Affluent	Pas de mesure de l'affluent								
	Réservoir tampon								
Effluent	Volume(m ³)	50							
	TRH_moyen(d)	2,1							
	m ³ /d		24						
	CO/Flux(kg/d)			520	348	58	9,2	3,2	5,5
	Moyenne(g/L)			22	15	2,4	0,38	0,13	0,23
	±(g/L)			2,5	0,79	0,23	0,062	0,014	0,026
	n			6	3	4	5	5	2
	résultats - 1			18,0	14,8	2,08	0,326	0,121	0,21
	résultats - 2			20,4	15,1	2,57	0,404	0,138	0,247
	résultats - 3			21,4	13,6	2,56	0,479	0,153	
	résultats - 4			23,3		2,51	0,351	0,13	
	résultats - 5			21,7			0,347	0,117	
	résultats - 6			25,2					
	Aéroflottateur								
Sous-nageant	m ³ /d		23						
	Rendement(%)			10%	0,5%	-46%	16%	7,7%	-44%
	Flux(kg/d)			469	346	85	7,7	2,9	7,9
	Moyenne(g/L)			20	15	3,7	0,33	0,13	0,34
	±(g/L)			1,8	2,1	1,8	0,010	0,0028	0,011
	n			3	2	4	2	2	2
	résultats - 1			21,0	13,6	2,45	0,341	0,129	0,352
	résultats - 2			21,8	16,5	5,81	0,327	0,125	0,337
résultats - 3			18,4		1,96				
résultats - 4					4,61				
H&G	Eau de procédé(m ³ /d)		1,0						
	m ³ /d		1,0						
	Flux(kg/d)			37	12	7,2	0,59	0,090	4,2
	Moyenne(g/L)			18	6,1	3,6	0,30	0,045	2,1
	±(g/L)			7,5	0,078	0,79	0,090	0,020	1,2
	n			3	2	3	4	4	3
	résultats - 1			11,0	6,1	4,5	0,267	0,059	1,01
	résultats - 2			17,9	6,0	3,0	0,233	0,053	1,9
résultats - 3			25,9		3,3	0,43	0,015	3,4	
résultats - 4						0,254	0,052		

Tableau A3-6 : Caractéristiques des écoulements de la StaRRE de la Laiterie Charlevoix. Partie B.

Écoulements	Descriptions/Unités	Valeurs	Q	DCO	S _{DCO}	MES	NTK	PT	H&G
Réacteur UASB									
Effluent	Biomasse(m ³)	58							
	Biomasse(kg)	1610							
	Volume liquide(m ³)	71							
	F/M(g DCO g MVES ⁻¹ d ⁻¹)	0,32							
	CV(g DCO L ⁻¹ d ⁻¹)	7,3							
	m ³ /d		23						
	Rendement(%)			93%	98%	na	42%	31%	93%
	Flux(kg/d)			32	8,3	8,7	4,5	2,0	0,59
	Moyenne(g/L)			1,4	0,36	0,38	0,20	0,09	0,026
	±(g/L)			0,74	na	0,21	0,020	0,0007	0,0021
	n			4	1	3	2	2	2
	résultats - 1			2,4	0,36	0,213	0,181	0,087	0,027
	résultats - 2			0,726		0,62	0,209	0,088	0,024
	résultats - 3			0,961		0,307			
résultats - 4			1,4						
Biomasse	Pas de mesure cependant l'opérateur doit régulièrement ajouter de la biomasse granulaire								
Biogaz	Pas de mesure de la production de méthane								
Conditionnement des H&G									
Effluent	Volume(m ³)	6							
	TRH (d)	3,0							
	m ³ /d		2,0						
	Rendement(%)			21%	2%	42%	41%	6%	2%
	kg/d			29	12	4	0,4	0,1	4,1
	Moyenne(g/L)			14,5	6,0	2,1	0,18	0,04	2,07
	±(g/L)			3,61	0,07	0,83	na	na	0,38
	n			3	2	3	1	1	3
	résultats - 1			16,5	5,9	1,39	0,176	0,042	1,8
	résultats - 2			16,6	6,0	3,00			1,9
résultats - 3			10,3		1,87			2,5	

ANNEXE 4 – Résultats des rayons X des boues granulaires

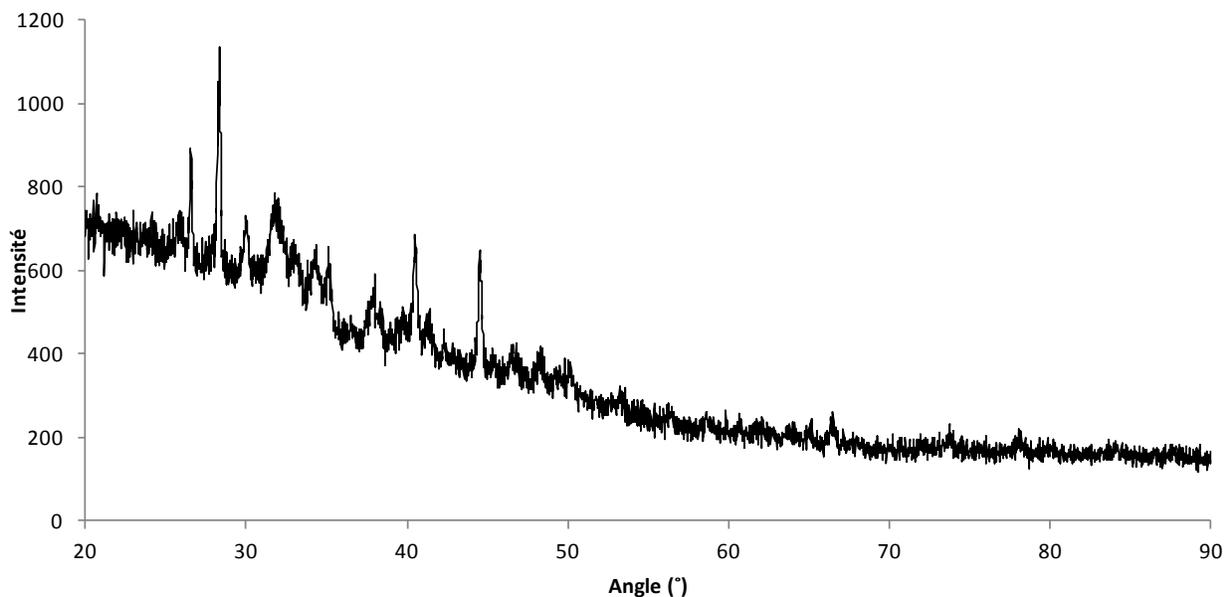


Figure A4-1 : Disfractogramme des boues granulaires anaérobies.

Tableau A4-1 : Résultats du disfractogramme. Les * démontrent les composés les plus probables.

Composés	Formules chimiques	Potentiel « score »
s-Triazine	$C_3H_3N_3$	83
Acide barbiturique	$C_4H_4N_2O_3$	76
Silicate de calcium	Ca_2SiO_4	71
Natrite	Na_2CO_3	66
Sylvite	KCl	65
*Hydroxylapatite de carbonate	$(Ca_{10}(PO_4)_3(CO_3)_3(OH)_2)$	57
*Hydroxylapatite	$Ca_5(PO_4)_3(OH)$	56
Aluminium	Al	39
*Struvite	$NH_4MgPO_4 \cdot 6H_2O$	38

ANNEXE 5 – Analyses statistiques

Tableau A5-1 : Tests de Student pour le fractionnement des boues anaérobies.

EFF $f_{X_{DCO_MVES}}$			Biomasse $f_{X_{NTK_MVES}}$			EFF $f_{X_{NTK_MVES}}$		
Théorie	Biomasse à l'effluent		Théorie	Biomasse granulaire		Théorie	Biomasse à l'effluent	
1,42	X=	1,36	0,12	X=	0,086	0,12	X=	0,14
	s=	0,43		s=	0,023		s=	0,108
	n=	5		n=	8		n=	6
Différence=	-4,2%		Différence=	-28%		Différence=	16,7%	
T(calculé)=	0,28		T(calculé)=	3,9		T(calculé)=	0,41	
Probabilité	0,95		Probabilité	0,95		Probabilité	0,95	
uni/bilatérale	2		uni/bilatérale	2		uni/bilatérale	2	
α =	0,025		α =	0,025		α =	0,025	
deg de libertés=	4		deg de libertés=	7		deg de libertés=	5	
T(critique)=	3,50		T(critique)=	2,84		T(critique)=	3,16	
p=	0,79		p=	0,006		p=	0,70	
d=	0,14		d=	1,48		d=	0,19	

EFF $f_{X_{NTK_MVES}}$			Biomasse $f_{X_{TP_MVES}}$			EFF $f_{X_{TP_MVES}}$		
Théorie	Biomasse à l'effluent		Théorie	Biomasse granulaire		Théorie	Biomasse à l'effluent	
0,12	X=	0,14	0,023	X=	0,025	0,023	X=	0,05
	s=	0,108		s=	0,0067		s=	0,016
	n=	6		n=	9		n=	6
Différence=	16,7%		Différence=	9%		Différence=	95,7%	
T(calculé)=	0,41		T(calculé)=	0,84		T(calculé)=	3,07	
Probabilité	0,95		Probabilité	0,95		Probabilité	0,95	
uni/bilatérale	2		uni/bilatérale	2		uni/bilatérale	2	
α =	0,025		α =	0,025		α =	0,025	
deg de libertés=	5		deg de libertés=	8		deg de libertés=	5	
T(critique)=	3,16		T(critique)=	2,75		T(critique)=	3,16	
p=	0,70		p=	0,423		p=	0,028	
d=	0,19		d=	0,30		d=	1,38	

Biomasse $f_{H\&G_MVES}$			EFF $f_{H\&G_MVES}$		
Théorie	Biomasse granulaire		Théorie	Biomasse à l'effluent	
0,09	X=	0,010	0,09	X=	0,091
	s=	0,0054		s=	0,045
	n=	4		n=	6
Différence=	-89%		Différence=	1,1%	
T(calculé)=	25,7		T(calculé)=	0,0497	
Probabilité	0,95		Probabilité	0,95	
uni/bilatérale	2		uni/bilatérale	2	
α =	0,025		α =	0,025	
deg de libertés=	3		deg de libertés=	5	
T(critique)=	4,18		T(critique)=	3,16	
p=	0,0001		p=	1,0	
d=	14,81		d=	0,02	

Notes : X = moyenne, s = écart-type, n = nombre d'analyse et α = aire du graphique de la probabilité

Tableau A5-2 : Test d'ANOVA pour les boues anaérobies de la couverture de boues et de l'effluent de la série 2.

		pt 4,5	pt 6			pt 4,5	EFFm
	Unité	MVES	MVES		Unité	MVES	MVES
Nombre	-	6	4	Nombre	-	6	10
Moyenne	g/L	0,75	0,80	Moyenne	g/L	0,75	0,66
Écart type	-	0,23	0,09	Écart type	-	0,23	0,23
F			0,13	F			0,6
Fcritique			5,59	Fcritique			4,67
p=			0,73	p=			0,44
n ² =			0,016	n ² =			0,04
Résultats			Égal	Résultats			Égal

ANNEXE 6 – Effluent de la Fromagerie Champêtre

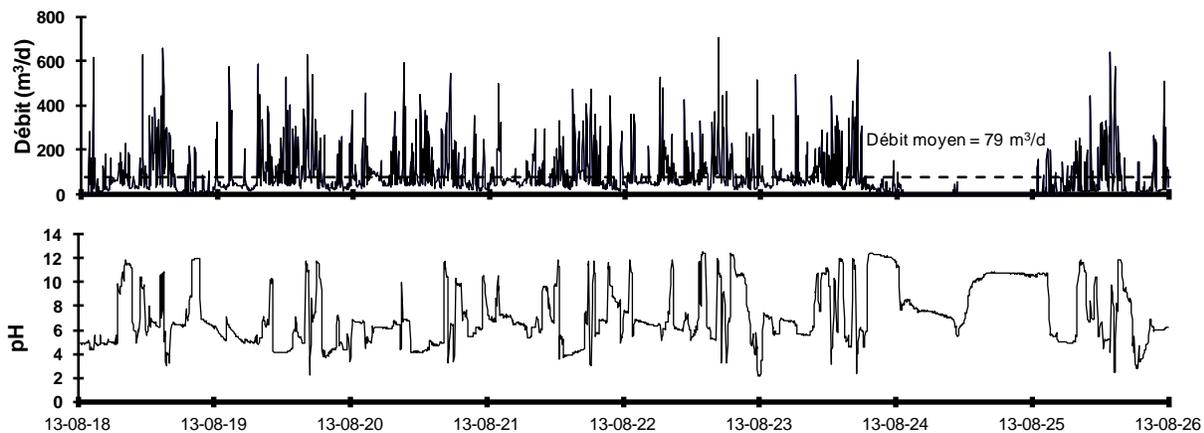


Figure A6-1 : Caractéristiques de l'effluent de la Fromagerie Champêtre du 18 au 26 août 2013. Échantillonnages et analyses réalisés par Enviroservices (2013).

Tableau A6-1 : Produits de lavage utilisés à la Fromagerie Champêtre. Les fiches signalétiques de chaque produit ont été utilisées pour déterminer les composés de chaque produit et le site web chemicalland21.com a été utilisé pour déterminer les formules.

Noms des produits	Composés	Formules chimiques	%	Quantité utilisée L/sem
AC-101	Sodium hydroxyde	NaOH	30 à 60	190
Envirocid Plus	Sulfuric acid Nitric acid	H ₂ SO ₄ HNO ₃	10 à 30 7 à 13	210
Topmaxx 417	Sodium hydroxyde Sodium xylene sulfonate Cocamine oxide	NaOH (CH ₃) ₂ C ₆ H ₃ SO ₃ Na R-CH ₃ CH ₃ NO	7 à 13 3 à 7 3 à 7	70
Liquatereg	Sodium Dodecylbenzenesulfonate	C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na	10 à 30	10
Super Kabon	Benzalkonium chloride ethanol	Variable C ₂ H ₆ O	7 à 13 1 à 5	40
Oxonia Active	Hydrogen peroxide Acetic acid Peroxyacetic acid	H ₂ O ₂ C ₂ H ₄ O ₂ C ₂ O ₃ O ₃	15 à 40 7 à 13 5 à 10	60
Ultrasil 02	Cocamine oxide Sodium C14-16 olefin Sulfonate	R-CH ₃ CH ₃ NO C _n H _{2n-1} SO ₃ Na	10 à 30 3 à 7	110
Ultrasil 63	Propylene glycol Glycerin Triethanolamine	C ₂₁ H ₄₂ O ₃ CH ₂ (OH)CH(OH)CH ₂ OH (CH ₂ CH ₂ OH) ₃ N	10 à 30 10 à 30 3 à 7	40
Ultrasil 75	Nitric acid Phosphoric acid	HNO ₃ H ₃ PO ₄	30 à 60 10 à 30	40
Ultrasil 110	Tetrasodium EDTA Sodium hydroxide Benzenesulfonic acid Sodium Dodecylbenzenesulfonate	CH ₄ N ₂ (CH ₂ COONa) ₄ NaOH C ₆ H ₅ SO ₃ H C ₁₂ H ₂₅ C ₆ H ₄ SO ₃ Na	5 à 10 5 à 10 3 à 7 1 à 5	210
Ultrasil MP	Citric acid Propionic acid Dodecylbenzene Sulfonic acid	HOC(COOH)CH ₃ COOH) ₂ CH ₃ CH ₂ COOH CH ₃ (CH ₂) ₁₁ C ₆ H ₄ SO ₃ H	7 à 13 7 à 13 3 à 7	110

ANNEXE 7 – Rendement d'aéroflottateur

Tableau A7-1 : Rendement des H&G de l'aéroflottateur de la StaRRE décentralisée de la Fromagerie Champêtre.

Date (2014 à 2015)	Q _{AFF} m ³ /d	DCO _{AFF} mg/L	H&G _{AFF} mg/L	H&G _{EFF} mg/L	Rendement des H&G (%)
06-août	19	7 340	574	103	82%
13-août	19	7 900	722	107	85%
10-sept	19	6 570	539	415	23%
01-oct	48	3 740	307	51	83%
22-oct	48	4 360	455	138	70%
24-oct	48	4 420	419	65	84%
27-oct	19	3 780	437	121	72%
07-nov	60	3 700	321	67	79%
14-nov	60	3 900	177	130	27%
19 nov.	72	3 840	334	66,6	80%
26 nov.	60	4 570	193	138	28%
28-nov	60	5 090	372	102	73%
05-déc	31	6 640	555	329	41%
08-déc	36	6 252	545	85	84%
10-déc	24	6 360	451	93,3	79%
12-déc	36	5 550	338	315	7%
18-déc	24	5 950	144	238	-65%
19-déc	48	5 480	372	150	60%
07-janv	55	4 250	402	44,4	89%
09-janv	60	4 350	537	243	55%
12-janv	55	4 000	268	354	-32%
15-janv	55	4 250	457	352	23%
16-janv	55	4 930	429	321	25%
21-janv	55	4 000	308	380	-23%
23-janv	55	4 350	386	237	39%
26-janv	55	3 710	373	388	-4%
28-janv	55	3 420	317	129	59%
30-janv	55	3 670	381	203	47%
02-févr	15	3 420	256	155	39%
06-févr	7	4 540	184	139	24%
Moyenne=					44%
Écart-type=					39%
CdeV=					0,88

ANNEXE 8 – Décantation en colonne

Tableau A8-1 : Résultats de la décantation en colonne. Les concentrations sont en mg/L. Les concentrations de la DCO, des MES et des H&G initiales étaient 7040 mg/L, 870 mg/L et 363 mg/L respectivement.

Vanne	Niveau(cm)	15 min	30 min	60 min	120 min	180 min
DCO						
G	195	5520	5680	5490	nd	nd
F	166	6040	5630	5850	5838	5840
E	136	6310	5750	5920	6220	6030
D	107	6330	5670	5780	6090	5830
C	77	6400	5840	5480	5830	5800
B	48	5920	6220	5350	6080	6220
A	18	6990	15500	15900	6350	6010
H&G						
G	195	254	nd	139	nd	nd
F	166	222	nd	159	98	nd
E	136	237	nd	144	101	nd
D	107	327	nd	117	98	nd
C	77	368	nd	140	120	nd
B	48	344	nd	112	100	nd
A	18	443	nd	1090	202	nd
MES						
G	195	430	405	340	nd	nd
F	166	595	415	345	340	360
E	136	540	445	360	380	377
D	107	665	450	420	335	360
C	77	730	455	405	325	383
B	48	720	400	395	295	363
A	18	1090	3070	nd	460	405

ANNEXE 9 – Calibration du logiciel Biowin 4.0

Intrants des séries d'essais :

Tableau A9-1 : Données de « Influent Specifier » de Biowin 4.0 de la série 1.1.

Measurements	Value	Unit	
Main influent concentrations			
Flow	0,0	mgd or m3/d	
Total COD	23300,0	mgCOD/L	
Total Kjeldahl Nitrogen	404,0	mgN/L	
Total P	137,0	mgP/L	
Other influent concentrations			
Nitrate N	0,1	mgN/L	
pH	4,4		
Alkalinity (CaCO3 equivalent)	148,0	mgCaCO3/L	→
Calcium	179,0	mg/L	
Magnesium	24,0	mg/L	
Dissolved oxygen	0,0	mgO2/L	
Other measurements			
Effluent filtered COD	1018,0	mgCOD/L	→
Influent filtered COD (GFC)	18700,0	mgCOD/L	→
Influent FF COD	18700,0	mgCOD/L	→
Influent acetate	67,0	mgCOD/L	→
Influent ammonia	41,0	mgN/L	→
Influent ortho-phosphate	80,0	mgP/L	→
Influent carbonaceous BOD5	15100,0	mgO2/L	→
Influent filtered cBOD5	9700,0	mgO2/L	
Influent VSS	2640,0	mgVSS/L	→
Influent TSS	2710,0	mgTSS/L	→

GUIDE

- Enter measured lab data in column on left (**BOLD**)
 (If data is missing, estimate. May need to repeat after Step 2)
 - Check resulting fractions (**BOLD**)

Parameter	Value	Unit	Typical range
Alkalinity (molar)	3,0	meq/L	2 - 6
Fus	0,04	-	0.03 - 0.08
CODp	4600,0	mgCOD/L	
Fbs	0,76	-	0.12 - 0.25
Fac	0,00	-	0.0 - 0.3
Fna	0,10	-	0.5 - 0.8
Fpo4	0,58	-	0.3 - 0.6
COD/BOD5	1,54	-	1.9 - 2.2
Fcv	1,74	mgCODp/mgVSS	1.5 - 1.7
ISS	70,0	mgISS/L	15 - 45

Tableau A9-2 : Données de « Influent Specifier » de Biowin 4.0 de la série 2.

Measurements	Value	Unit	
Main influent concentrations			
Flow	0,0	mgd or m3/d	
Total COD	24100,0	mgCOD/L	
Total Kjeldahl Nitrogen	398,0	mgN/L	
Total P	127,0	mgP/L	
Other influent concentrations			
Nitrate N	0,1	mgN/L	
pH	4,4		
Alkalinity (CaCO3 equivalent)	148,0	mgCaCO3/L	→
Calcium	179,0	mg/L	
Magnesium	24,0	mg/L	
Dissolved oxygen	0,0	mgO2/L	
Other measurements			
Effluent filtered COD	620,0	mgCOD/L	→
Influent filtered COD (GFC)	20800,0	mgCOD/L	→
Influent FF COD	20800,0	mgCOD/L	→
Influent acetate	131,0	mgCOD/L	→
Influent ammonia	41,0	mgN/L	→
Influent ortho-phosphate	101,0	mgP/L	→
Influent carbonaceous BOD5	15600,0	mgO2/L	→
Influent filtered cBOD5	15600,0	mgO2/L	
Influent VSS	1550,0	mgVSS/L	→
Influent TSS	1600,0	mgTSS/L	→

GUIDE

- Enter measured lab data in column on left (**BOLD**)
 (If data is missing, estimate. May need to repeat after Step 2)
 - Check resulting fractions (**BOLD**)

Parameter	Value	Unit	Typical range
Alkalinity (molar)	3,0	meq/L	2 - 6
Fus	0,03	-	0.03 - 0.08
CODp	3300,0	mgCOD/L	
Fbs	0,84	-	0.12 - 0.25
Fac	0,01	-	0.0 - 0.3
Fna	0,10	-	0.5 - 0.8
Fpo4	0,80	-	0.3 - 0.6
COD/BOD5	1,54	-	1.9 - 2.2
Fcv	2,13	mgCODp/mgVSS	1.5 - 1.7
ISS	50,0	mgISS/L	15 - 45

Tableau A9-3 : Données de « Influent Specifier » de Biowin de la série 7.

Measurements	Value	Unit	
Main Influent concentrations			
Flow	0,0	mgd or m3/d	
Total COD	30000,0	mgCOD/L	
Total Kjeldahl Nitrogen	384,0	mgN/L	
Total P	129,0	mgP/L	
Other Influent concentrations			
Nitrate N	0,1	mgN/L	
pH	4,4		
Alkalinity (CaCO3 equivalent)	148,0	mgCaCO3/L	→
Calcium	179,0	mg/L	
Magnesium	24,0	mg/L	
Dissolved oxygen	0,0	mgO2/L	
Other measurements			
Effluent filtered COD	590,0	mgCOD/L	→
Influent filtered COD (GFC)	21500,0	mgCOD/L	→
Influent FF COD	21500,0	mgCOD/L	→
Influent acetate	299,0	mgCOD/L	→
Influent ammonia	39,0	mgN/L	→
Influent ortho-phosphate	105,0	mgP/L	→
Influent carbonaceous BOD5	19400,0	mgO2/L	→
Influent filtered cBOD5	19400,0	mgO2/L	
Influent VSS	4150,0	mgVSS/L	→
Influent TSS	4270,0	mgTSS/L	→

GUIDE

- Enter measured lab data in column on left (**BOLD**)
 (If data is missing, estimate. May need to repeat after Step 2)
 - Check resulting fractions (**BOLD**)

Parameter	Value	Unit	Typical range
Alkalinity (molar)	3,0	meq/L	2 - 6
Fua	0,02	-	0.03 - 0.08
CODp	8500,0	mgCOD/L	
Fba	0,70	-	0.12 - 0.25
Fac	0,01	-	0.0 - 0.3
Fna	0,10	-	0.5 - 0.8
Fpo4	0,81	-	0.3 - 0.6
COD/BOD5	1,55	-	1.3 - 2.2
Fcv	2,05	mgCODp/mgVSS	1.5 - 1.7
ISS	120,0	mgISS/L	15 - 45

Tableau A9-4 : Données de « Influent Specifier » de Biowin 4.0 de la série 9.

Measurements	Value	Unit	
Main Influent concentrations			
Flow	0,0	mgd or m3/d	
Total COD	26000,0	mgCOD/L	
Total Kjeldahl Nitrogen	401,0	mgN/L	
Total P	138,0	mgP/L	
Other Influent concentrations			
Nitrate N	0,1	mgN/L	
pH	4,4		
Alkalinity (CaCO3 equivalent)	148,0	mgCaCO3/L	→
Calcium	179,0	mg/L	
Magnesium	24,0	mg/L	
Dissolved oxygen	0,0	mgO2/L	
Other measurements			
Effluent filtered COD	997,0	mgCOD/L	→
Influent filtered COD (GFC)	19200,0	mgCOD/L	→
Influent FF COD	19200,0	mgCOD/L	→
Influent acetate	130,0	mgCOD/L	→
Influent ammonia	31,0	mgN/L	→
Influent ortho-phosphate	93,0	mgP/L	→
Influent carbonaceous BOD5	16800,0	mgO2/L	→
Influent filtered cBOD5	16800,0	mgO2/L	
Influent VSS	2740,0	mgVSS/L	→
Influent TSS	2840,0	mgTSS/L	→

GUIDE

- Enter measured lab data in column on left (**BOLD**)
 (If data is missing, estimate. May need to repeat after Step 2)
 - Check resulting fractions (**BOLD**)

Parameter	Value	Unit	Typical range
Alkalinity (molar)	3,0	meq/L	2 - 6
Fua	0,04	-	0.03 - 0.08
CODp	6800,0	mgCOD/L	
Fba	0,70	-	0.12 - 0.25
Fac	0,01	-	0.0 - 0.3
Fna	0,08	-	0.5 - 0.8
Fpo4	0,67	-	0.3 - 0.6
COD/BOD5	1,55	-	1.3 - 2.2
Fcv	2,48	mgCODp/mgVSS	1.5 - 1.7
ISS	100,0	mgISS/L	15 - 45

Méthodologie :

La calibration d'un modèle de procédé de traitement a été réalisée avec le logiciel Biowin 4.0 de la compagnie EnviroSim Associates Ltd. (2013).

Puisque l'objet du réacteur UASB n'est pas disponible dans le logiciel, trois objets de la digestion anaérobie CSTR ont été utilisés en série pour représenter les boues granulaires du lit de boues (la grande majorité de la biomasse) du réacteur UASB comme l'a fait Rodriguez-Gomez et al. (2014) pour modéliser leur réacteur UASB. Chaque objet en série représente le volume des points d'échantillonnage 1, 2 et 3 du lit de boues (Figure 3-3). L'objet du décanteur idéal du logiciel qui a été utilisé pour décanter et recirculer la biomasse augmente le TRB. C'est l'efficacité de l'enlèvement des boues à l'effluent de celui-ci qui contrôle le TRB et non la purge des boues anaérobies puisqu'il n'y a pas de purge des boues anaérobies dans ces simulations. Le réacteur acidogène est un objet de réacteur anaérobie avec un TRH très court et un pH contrôlé pour représenter les séries d'essais. Les schémas des configurations du réacteur UASB et du système acido-UASB sont présentés aux Figure A11-1 et Figure A11-2.

Les caractéristiques moyennes de l'affluent de chaque série d'essais ont été ajoutées à l'affluent du modèle. La calibration du modèle a été effectuée en ajoutant les paramètres opérationnels du système (TRB, pH, volume du réacteur acidogène).

Les autres paramètres de calibration étaient généralement les valeurs par défaut du logiciel sauf le TRB qui a été contrôlé pour chaque série d'essais (séries 1.1, 2, 7 et 9). Le taux d'utilisation du substrat particulaire a été augmenté au besoin des valeurs par défaut pour représenter le substrat à l'effluent. Ensuite, la production totale des boues anaérobies en MVES (P_{X_MVES}) a été comparée aux valeurs expérimentales pour les séries d'essais 2, 7 et 9.

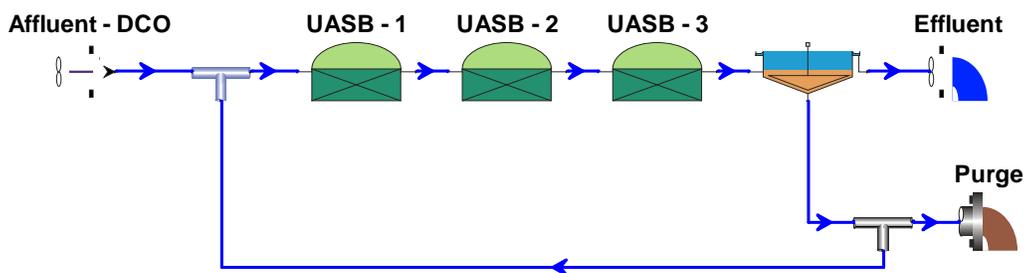


Figure A9-1 : Schéma des objets pour la modélisation du réacteur (EnviroSim Associates Ltd., 2013).

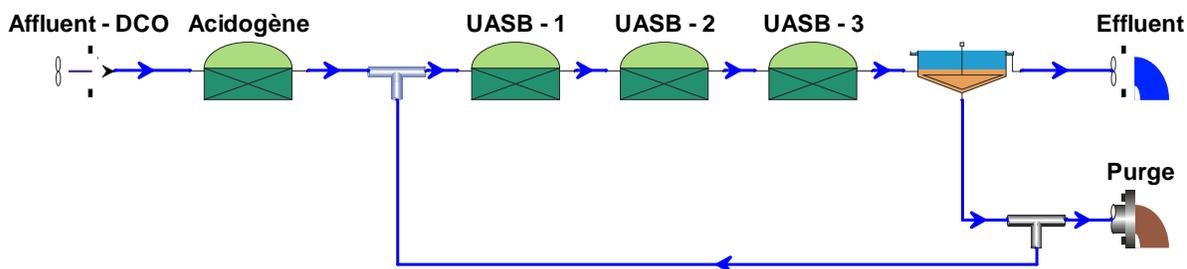


Figure A9-2 : Schéma des objets pour la modélisation du système acido-UASB (EnviroSim Associates Ltd., 2013).

Calibration :

La calibration d'un modèle mathématique de simulation a été réalisée. Les paramètres de contrôle utilisés pour calibrer les modèles sont présentés au Tableau A9-5 et les caractéristiques de l'affluent sont au début de cette annexe. Puisque le TRB de la série 1.1 n'a pas été analysé, celui-ci a été estimé à 115 jours comme celui de la série 2.

Les résultats des simulations sont présentés au Tableau A9-6 et comparés aux moyennes des analyses des séries 1.1, 2, 7 et 9. La validation du modèle de la série 1.1 ne peut pas être confirmée puisque les boues granulaires n'ont pas été mesurées. Le $F_{\text{EFF_MVES}}$ de 1,5 g MVES/d de la simulation de la série 2 est similaire aux analyses expérimentales puisque ce dernier est de 1,6 g MVES/L. Le modèle a permis de représenter les mesures de l'expérience de la série 2.

Le $F_{\text{EFF_MVES}}$ de 4,5 g MVES/d de la simulation de la série 7 n'est pas similaire aux mesures expérimentales puisque ce dernier est de 1,5 g MVES/L. Il y avait une importante concentration de matière lentement biodégradable à l'effluent dans la simulation. Le taux d'utilisation du substrat particulaire a donc été augmenté de la valeur par défaut du logiciel de 2,1 à 2,7 g DCO g DCO⁻¹ d⁻¹, une augmentation de 29 % (la série 7A est présentée au Tableau A9-6). Le nouveau $F_{\text{EFF_MVES}}$ de 2,0 g MVES/d de la simulation de la série 7 est maintenant plus proche de celui des mesures expérimentales. Il est raisonnable d'augmenter le taux d'utilisation du substrat particulaire de 29 % puisque Yang et al. (2003) ont rapporté une augmentation de leur taux de 40 % pour leur réacteur anaérobie CSTR opéré à 55°C.

Le F_{EFF_MVES} de 3,2 g MVES/d de la simulation de la série 9 n'est pas similaire aux analyses puisqu'il est de 1,8 g MVES/L. Il y avait aussi une importante concentration de la matière lentement biodégradable à l'effluent dans la simulation. Le taux d'utilisation du substrat particulaire a donc été augmenté aussi de la valeur par défaut du logiciel de 2,1 à 2,7 g DCO g DCO⁻¹ d⁻¹ (la série 9A est présentée au Tableau A9-6). Le nouveau F_{EFF_MVES} de 1,7 g MVES/d de la simulation de la série 9 est maintenant similaire aux résultats expérimentaux.

Tableau A9-5 : Paramètres utilisés pour les simulations.

Séries	TRB d	S_{DCO_EFFm} g DCO/L	Ratio du soutirage U/O	Volume du acido L	pHa -
1.1	115	1,0	0,50	na	na
2	115	0,62	0,50	1,5	3,7
7	125	0,59	0,50	1,3	3,9
9	82	1,0	0,50	1,3	5,8

Note : La température est réglée à 35°C et les volumes des objets de la digestion anaérobie sont à 2,7 L pour l'objet UASB – 1 et à 1,8 L pour les deux autres objets (UASB - 2 & 3) (Figure A11-1 et Figure A11-2).

Tableau A9-6 : Résultats des calibrations. La variation est la différence entre la production des boues mesurée et modélisée sur la production des boues mesurée.

Séries	Moyennes expérimentales			Simulations	
	QAFF L/d	DCO _{AFF} g DCO/L	P _{X_MVES} g/d	F _{EFF_MVES} g/d	Variation
Moyennes expérimentales des séries d'essais					
1.1	1,9	23	na	2,1	na
2	1,8	24	1,6	1,5	-4,6%
7	1,7	30	1,5	4,5	205%
7A	1,7	30	1,5	2,0	36%
9	1,6	26	1,8	3,2	83%
9A	1,6	26	1,8	1,7	-3,9%

Discussion :

Les paramètres du modèle de Biowin 4.0 ont permis de simuler les taux d'utilisation du substrat particulaire et la concentration des MVES à l'effluent du réacteur UASB avec le réacteur

acidogène en amont variaient de seulement 5 % de celle mesurée d'après les résultats de la série 2. Lorsque la concentration des H&G a été augmentée, le taux d'utilisation du substrat particulaire a dû être augmenté de la valeur par défaut du logiciel de Biowin 4.0 de 2,1 à 2,7 d⁻¹ pour que les concentrations des MVES à l'effluent du réacteur UASB avec le réacteur acidogène en amont varie de seulement 36 % et -3,9 % de celles mesurées d'après les résultats de la série 7 et 9. Les variations des concentrations des MVES à l'effluent entre le système en laboratoire et le modèle étaient beaucoup plus grandes sans l'ajustement du taux d'utilisation du substrat particulaire.

ANNEXE 10 – Montage en laboratoire



Figure A10-1 : Réacteur UASB de 13 L.

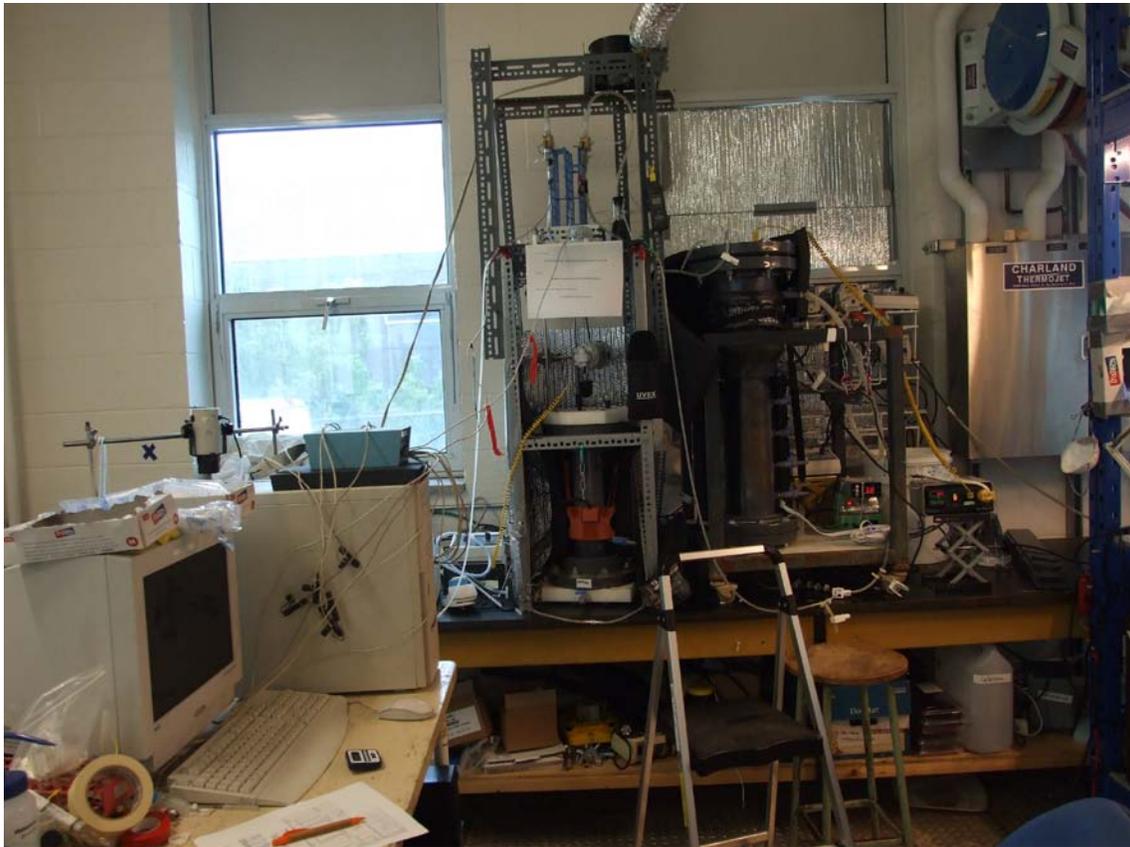


Figure A10-2 : L'ensemble du montage en laboratoire. Le réacteur acidogène est au centre de la photo et par-dessus est l'agitateur et les compte-bulles.